



Universidad  
Carlos III de Madrid

ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR

PROYECTO FINAL DE CARRERA

INGENIERÍA INDUSTRIAL

# **ESTUDIO EXPERIMENTAL DEL MEZCLADO EN UN LECHO FLUIDIZADO BIDIMENSIONAL**

Autor:

**Fernando Suárez Gómez**

Tutor:

**Fernando Hernández Jiménez**

Co-director:

**Javier Sánchez Prieto**

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA TÉRMICA Y DE FLUIDOS

Leganés, Madrid, Octubre 2014







# CONTENIDO

<i>LISTA DE FIGURAS</i>	<i>v</i>
<i>LISTA DE TABLAS</i>	<i>ix</i>
<i>ABSTRACT</i>	<i>xi</i>
<i>RESUMEN</i>	<i>xiii</i>
<b>1 INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
1.1 Objetivo y motivación	2
1.2 Alcance	4
1.3 Estructura del documento	6
1.4 Fluidización	7
1.4.1 Fenómeno de la fluidización	7
1.4.2 Nociones sobre la fluidización	14
1.4.3 Aplicaciones industriales de los lechos fluidizados	19
1.4.4 Mezcla y segregación	22
1.4.5 Índice de mezclado	28
<b>2 INSTALACIÓN EXPERIMENTAL</b>	<b>35</b>
2.1 El lecho y su estructura de apoyo	36
2.1.1 Material del lecho	39
2.1.2 Red de alimentación	41
2.1.3 Instalación para la humidificación de la corriente de aire	43
2.2 Adquisición de datos	45
2.2.1 Adquisición de datos de presión	46
2.2.2 Adquisición de imágenes	47
<b>3 PROCESO EXPERIMENTAL</b>	<b>49</b>

<b>3.1</b>	<b>Pérdida de carga</b>	<b>50</b>
3.1.1	Descripción del ensayo y adquisición de las medidas	52
3.1.2	Tratamiento de las medidas	54
<b>3.2</b>	<b>Proceso de mezclado</b>	<b>55</b>
3.2.1	Preparación del ensayo	55
3.2.2	Descripción del ensayo y adquisición de las imágenes	62
3.2.3	Post-procesado de las imágenes	65
<b>4</b>	<b>RESULTADOS</b>	<b>71</b>
4.1	Pérdida de carga del distribuidor	72
4.2	Proceso de mezclado	77
<b>5</b>	<b>CONCLUSIONES</b>	<b>91</b>
<b>6</b>	<b>FUTUROS TRABAJOS</b>	<b>95</b>
	<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>97</b>
	<b>ANEXOS</b>	<b>103</b>
<b>A</b>	<b>Scripts de MATLAB</b>	<b>104</b>
1.	Pérdida de carga del distribuidor	105
2.	Proceso de mezclado	108
3.	Distribución de las burbujas	111

# LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.1.</b> Ejemplo de los diferentes regímenes de fluidización. ....	10
<b>Figura 1.2.</b> Comportamiento de un lecho fluido como un líquido.....	12
<b>Figura 1.3.</b> Diagrama de la caída de presión frente a la velocidad de fluidización. ....	16
<b>Figura 1.4.</b> Clasificación de Geldart de partículas. ....	19
<b>Figura 1.5.</b> Circulación causada por una burbuja.....	26
<b>Figura 1.6.</b> Intercambio debido al wake shedding. ....	26
<b>Figura 1.7.</b> Descenso de partículas debido a espacio originado por una burbuja en su ascenso. ....	26
<b>Figura 1.8.</b> Fenómeno causado por el ascenso de una burbuja en el sistema estudiado en este trabajo.....	26
<b>Figura 1.9.</b> La burbuja que asciende perfora la capa de partículas situada en la parte superior y las partículas que arrastra se sitúan en su superficie, por encima de las primeras. Este proceso se repite y se van enterando las partículas inicialmente situadas en la parte superior. ....	27
<b>Figura 1.10.</b> Ejemplos de distintos estados completamente no mezclados o segregados. ....	30
<b>Figura 1.11.</b> Estado perfectamente mezclado.....	30

<b>Figura 2.1.</b> Instalación en la que se realizan los ensayos. ....	36
<b>Figura 2.2.</b> Situación de las partículas empleadas en el diagrama de la clasificación de Geldart. ....	40
<b>Figura 2.3.</b> Caudalímetros y rotámetros empleados en los ensayos. ....	42
<b>Figura 2.4.</b> Esquema de la instalación experimental empleada.....	44
<b>Figura 2.5.</b> Función de transferencia del transductor de presión empleado. ....	47
<b>Figura 3.1.</b> Esquema de la instalación empleada en el ensayo de la pérdida de carga del distribuidor. ....	53
<b>Figura 3.2.</b> Partícula que nunca ha sido pintada analizada con el sensor SE. ....	58
<b>Figura 3.3.</b> Partículas negras pintadas una vez analizadas con el detector SE.....	59
<b>Figura 3.4.</b> Partícula negra pintada una vez analizada con el detector BSE. ....	59
<b>Figura 3.5.</b> Partículas blancas pintadas varias veces analizadas con el detector SE.....	60
<b>Figura 3.6.</b> Partícula blanca pintada varias veces analizada con el detector BSE. ....	60
<b>Figura 3.7:</b> Partículas negras pintadas varias veces analizadas con el detector SE. ....	60
<b>Figura 3.8:</b> Partícula negra pintada varias veces analizada con el detector BSE.....	60
<b>Figura 3.9.</b> Esquema de la instalación empleada en el ensayo del proceso de mezclado. ....	63
<b>Figura 3.10.</b> Ejemplo de imagen tomada por la cámara tras haber sido ajustada adecuadamente antes de comenzar el ensayo.....	64
<b>Figura 3.11.</b> Captura de la situación inicial de los ensayos realizados en este proyecto convertida en imagen binaria. ....	66
<b>Figura 3.12.</b> Ejemplo de lluvia de partículas originada dentro de las burbujas. ....	68



<b>Figura 4.1.</b> Figura donde se representa la pérdida de carga de cada cavidad frente a la velocidad de la corriente que circula por cada mitad del plenum. ....	73
<b>Figura 4.2.</b> Suma de cada una de las capturas una vez que se ha producido el mezclado para las tres velocidades ensayadas para el tamaño de partícula menor, $d_p = 0.4-0.6$ mm. ....	75
<b>Figura 4.3.</b> Descripción de cada uno de los tramos del proceso de mezclado observados en los ensayos de este estudio (caso: $d_p = 0.4-0.6$ mm, $U = 2U_{mf}$ ). ....	79
<b>Figura 4.4.</b> Efecto de la velocidad de fluidización en el índice de mezclado para las partículas de menor tamaño, $d_p = 0.4-0.6$ mm. ....	82
<b>Figura 4.5.</b> Efecto de la velocidad de fluidización en el índice de mezclado para las partículas de tamaño mediano, $d_p = 0.6-0.8$ mm. ....	82
<b>Figura 4.6.</b> Efecto de la velocidad de fluidización en el índice de mezclado para las partículas de mayor tamaño, $d_p = 1.0-1.3$ mm. ....	83
<b>Figura 4.7.</b> Efecto de la velocidad de fluidización en el tiempo global de mezclado. ....	85
<b>Figura 4.8.</b> Efecto de la velocidad de fluidización en el tiempo local de mezclado. ....	86
<b>Figura 4.9.</b> Efecto de la velocidad de fluidización en el tiempo total de mezclado. ....	87



# LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.1.</b> Aplicaciones industriales de los lechos fluidizados.....	21
<b>Tabla 2.1.</b> Características del lecho empleado. ....	37
<b>Tabla 2.2.</b> Propiedades de las partículas empleadas.....	39
<b>Tabla 2.3.</b> Tabla con las características técnicas de los caudalímetros empleados en los ensayos.....	42
<b>Tabla 3.1.</b> Muestras analizadas en el microscopio de barrio electrónico (SEM). ....	57
<b>Tabla 3.2.</b> Velocidades para cada uno de los ensayos realizados según el tipo de partícula empleada. ....	65
<b>Tabla 4.1.</b> Resumen de los tiempos de mezclado para cada uno de los tamaños de partículas en función de la velocidad de fluidización. ....	84



# ABSTRACT

The understanding of the mixing process is of vital importance to accomplish a homogeneous and quality mixing in industrial processes of granular materials.

This present work studies mixing process within a pseudo two-dimensional (2D) gas fluidized bed. These systems typically have a transparent wall that enables optical access to the interior of the system. Due to this, the study of two-phase fluidized systems is eased. Furthermore, its thin thickness restrict the domain to two dimensions, making the visualization of the interior representative of the whole domain.

A non-intrusive experimental technique has been utilized, the Digital Image Analysis (*DIA*). Besides, it has been defined a mixing index that allows to characterize the mixing degree and its phases.

The influence of fluidization velocity and particle size on mixing process have been studied. Thanks to the experiments performed, it has been identified four phases of the mixing process, and according to them, three mixing times. Therefore, the variation of these times due to particle size and fluidization velocity have been analyzed.

The time needed to achieve a complete mixing decreases with increasing fluidization velocities for all particle sizes analyzed. It has been observed that this time decreases slower as the fluidization velocity increases. Thus, the results indicate a possible limit speed from which mixing time does not decrease.



# RESUMEN

El entendimiento del proceso de mezclado es de vital importancia a la hora de poder lograr un mezclado homogéneo y de calidad en los procesos industriales de materiales granulados.

El presente trabajo estudia experimentalmente el proceso de mezclado en un lecho fluidizado de pequeño espesor, pseudo bidimensional (2D). Estos sistemas poseen un cristal que permite tener acceso óptico a su interior, de forma que se facilita el estudio de los sistemas de fluidización de dos fases, gas-partícula. Además, como poseen un espesor delgado, el dominio se reduce a dos dimensiones.

Se ha empleado una técnica experimental no intrusiva, el Análisis Digital de Imágenes (*DIA*). Se ha definido un índice de mezclado que permite caracterizar el grado de mezclado y sus diferentes fases.

Se ha investigado la influencia de la velocidad de fluidización y del tamaño de la partícula en el proceso de mezclado. Se han identificado cuatro fases en el proceso de mezclado y de acuerdo a ello, tres tiempos de mezclado. De esta forma, se ha analizado la variación de esos tiempos de mezclado según el tamaño de partícula y la velocidad.

Para los tres tamaños analizados el tiempo necesario para que se produzca el mezclado completo disminuye con la velocidad. Se ha observado que este tiempo disminuye más lentamente a medida que aumenta la velocidad. Así, parece ser que existe una velocidad límite a partir de la cual el tiempo de mezclado ya no disminuye.





# 1 INTRODUCCIÓN

### 1.1 Objetivo y motivación

La fluidización es el fenómeno mediante el cual partículas sólidas se comportan como un líquido. Se trata de un método de contacto con algunas características singulares, ampliamente empleado en procesos industriales. Por ello resulta de tremenda utilidad y necesidad la realización de estudios e investigaciones relacionadas con este campo, para aumentar así los conocimientos que se tienen sobre este tema. Hoy en día, muchos son los investigadores que se han dedicado al estudio de la fluidización, de forma que se poseen conocimientos que permiten su aplicación a nivel industrial. A pesar de que numerosos han sido los estudios realizados en este campo a lo largo de su historia, existe confusión y disparidad de resultados y teorías.

Este proyecto se centra en el estudio experimental del mezclado en un lecho fluidizado bidimensional. Se pretende revelar la influencia de la velocidad de la corriente de fluidización y del tamaño de las partículas a fluidizar en los mecanismos, patrones, fases y tiempos del proceso de mezclado. Para ello, se tomarán imágenes de varios ensayos y se analizarán a través de una técnica de medida no intrusiva, el análisis digital de imagen (*Digital Image Analysis, DIA*).

El tiempo de mezclado, tal y como lo definiremos en el presente trabajo, es el tiempo necesario para que un conjunto de partículas que son fluidizadas se distribuyan de la forma más homogénea posible. Este tiempo de mezclado de las partículas de un lecho fluidizado depende, entre otros parámetros, del tamaño de las partículas, de su densidad, y de la velocidad a la que se inyecta el aire en él.

Se busca caracterizar cómo evoluciona el tiempo de mezclado frente a la velocidad de fluidización. Conceptualmente, se espera que a partir de una determinada velocidad este tiempo no disminuya, siendo dichas condiciones las de velocidad de inyección de aire óptima para lograr que el tiempo de mezclado sea mínimo.

Se obtendrán los resultados mediante el tratamiento de las imágenes con el Software MATLAB®, implementando para ello un script. Se desarrollará un método para tratar las imágenes tomadas a color, que consistirá en transformarlas a escala de grises para después ser convertidas en imágenes binarias (imagen en blanco y negro) a través de una elección adecuada de un valor umbral (*threshold*). Este valor establece el color, blanco o negro, en que debe transformarse cada pixel de la imagen en escala de grises al ser convertida en binaria. Se ha definido un nuevo índice de mezclado que permite representar las fases del proceso de mezclado durante su evolución, y conocer cuál es el tiempo total de mezclado, además de los tiempos de cada fase.

### 1.2 Alcance

Se van a realizar ensayos para tres tipos de partículas, todas de la misma densidad ( $\rho_s = 2500 \text{ kg/m}^3$ ), pero de distinto tamaño ( $d_p = 0.4\text{-}0.6 \text{ mm}$ ,  $d_p = 0.6\text{-}0.8 \text{ mm}$  y  $d_p = 1.0\text{-}1.3 \text{ mm}$ ). Cada tipo de partícula será ensayada con tres velocidades ( $2U$ ,  $2.5U$  y  $3U$ ). Así, se podrán obtener posibles relaciones con la velocidad y con el tipo de partícula.

Los experimentos son realizados en un lecho fluidizado pseudo-2D (bidimensional). Este tipo de lechos son de gran ayuda a la hora entender el funcionamiento de sistemas de fluidización de dos fases. Se trata de sistemas con un espesor muy fino, y que poseen un cristal transparente, de forma que permiten tener una visualización característica de todo el sistema.

El alcance de este proyecto incluye tanto la adquisición de imágenes durante el desarrollo del proceso de mezclado para su posterior estudio y análisis, como el previo acondicionamiento del lecho para la realización adecuada de los experimentos, teniendo en cuenta el comportamiento que van a tener las partículas durante el tiempo en el que se lleva a cabo el experimento y las pérdidas de carga del aire al atravesar el plato distribuidor para introducirse uniformemente en el lecho para su fluidización. Estas pérdidas de carga implican la adquisición de datos de presión.

El plenum del lecho empleado en este proyecto se encuentra dividido en dos. Por ello, antes de la toma de cualquier imagen se debe comprobar que la pérdida de carga que sufre la corriente al atravesar ambas cámaras es la misma. Se comprobará si esta circunstancia afecta a estudios en los que se requiera que entre la misma cantidad de caudal de corriente por cada una de las cavidades, como es el caso del presente proyecto. Para ello, se va a caracterizar la pérdida de carga a través de cada cámara.

Las partículas empleadas son esferas de vidrio, pero deben ser de dos colores distintos para poder ser diferenciadas. Se ha desarrollado un proceso que permite diferenciar las partículas durante el mezclado. Consiste en pintar una determinada

cantidad de partículas de color negro y otra de color blanco. Varias técnicas fueron probadas, eligiendo finalmente la más óptima de todas ellas. Este proceso de pintado trae consigo la aparición de una capa de pintura que podría afectar a sus propiedades. Por ello, se ha comprobado que el proceso de pintado utilizado no afecta a la fluidización, constatando que, propiedades de éstas una vez pintadas, como la forma, el tamaño y la densidad, varían del orden de los propios defectos de fabricación de las partículas, demostrando así su validez para poder ser empleado.

### 1.3 Estructura del documento

Este proyecto está dividido en 6 capítulos. Esta introducción es el primero. Se describen cuáles son los objetivos del estudio y su alcance, además de explicar aquellos conceptos útiles relacionados con él. Se presta especial atención al proceso de mezclado y segregación. Incluye también una revisión sobre índices de mezclado empleados en otros estudios y se introduce el desarrollado en este trabajo.

El segundo capítulo presenta la instalación experimental, el lecho donde se llevan a cabo los ensayos y su estructura, además de los elementos necesarios para llevar a cabo la adquisición de los datos de presiones y de imágenes.

El tercer capítulo explica el proceso experimental llevado a cabo, tanto la descripción y preparación de los ensayos, como la adquisición de las medidas y su posterior post-procesado. Incluye la descripción de la técnica llevada a cabo para pintar las partículas y los resultados obtenidos para comprobar su validez. También describe en profundidad el índice de mezclado definido para este proyecto.

El cuarto capítulo comprende el análisis de los resultados para la pérdida de carga del distribuidor debido al plenum dividido y para el proceso de mezclado. Se verifica que los resultados obtenidos para el proceso de mezclado mediante el índice desarrollado son válidos.

El quinto capítulo recoge las principales conclusiones del proyecto.

El sexto capítulo propone posibles trabajos futuros.

Finalmente, se presenta la bibliografía empleada para elaborar el proyecto. Además, se incluyen en los anexos el código de los scripts desarrollados, adecuadamente comentados.

### 1.4 Fluidización

El fenómeno mediante el cual partículas sólidas adquieren un comportamiento semejante al de un líquido se denomina fluidización.

La aplicación más utilizada para llevar a cabo la fluidización son los lechos fluidizados. Los sistemas de lechos fluidizados están formados por una vasija que se encuentra llena de partículas sólidas. Se obliga a una corriente de fluido (gas o líquido) a circular entre ellas de forma ascendente, atravesándolas. La vasija se encuentra apoyada sobre un distribuidor. Éste consta de una serie de orificios o se construye de un material poroso de forma que permite a la corriente circular a través de él. Mediante la suspensión de las partículas en la corriente, éstas alcanzan las cualidades de un fluido.

Atendiendo a los dos tipos de fluido que pueden ser empleados, líquidos y gases, existen dos tipos de fluidización: fluidización sólido-gas y fluidización sólido-líquido. De aquí en adelante sólo se hará alusión a la fluidización sólido-gas porque es la estudiada en este proyecto. De forma que al referirse simplemente a fluidización, se trata de fluidización sólido-gas.

#### 1.4.1 Fenómeno de la fluidización

En un lecho, a medida que aumenta el flujo de la corriente que lo atraviesa, aparecen distintos regímenes de fluidización [1].

Cuando el fluido atraviesa un lecho de partículas finas con una velocidad baja simplemente se filtra a través de los espacios vacíos entre éstas. Estos son los llamados **lechos fijos** (Figura 1.1 (a)). En el caso de que el caudal de fluido aumente, algunas

partículas comienzan a vibrar, se mueven y colisionan con otras alrededor de la posición de equilibrio. Se produce un aumento del espacio entre las partículas. Estos son los **lechos expandidos**.

Si sigue aumentando la velocidad se alcanza un punto en el que todas las partículas del lecho se encuentran suspendidas por el flujo ascendente de fluido. El lecho ha alcanzado las condiciones de mínima fluidización, y la velocidad superficial en ese instante se denominada velocidad de mínima fluidización,  $U_{mf}$ . El lecho se considera entonces fluidizado, y se conoce con el nombre de **lecho fluidizado incipiente o lecho de mínima fluidización**.

Una vez se ha superado  $U_{mf}$ , en la mayoría de los lechos fluidizados con partículas grandes se forman burbujas. De esta forma,  $U_{mf} = U_{mb}$ , siendo  $U_{mb}$  la velocidad a la que las primeras burbujas aparecen. Estas burbujas son espacios que contienen únicamente gas. Como el lecho se encuentra fluidizado, las partículas se comportan como un fluido, y las burbujas presentan un movimiento libre ascendente. Las partículas fuera de las burbujas forma la llamada fase densa (*dense phase*) [2].

Al aumentar la velocidad, la agitación y el movimiento de sólidos se vuelven más vigorosos. Este tipo de lechos son llamados **lechos fluidizados de agregación, lechos fluidizados heterogéneos, o lechos fluidizados burbujeantes** (Figura 1.1 (b)).

Las burbujas formadas pueden aumentar de tamaño y crecer a medida que ascienden [3-5]. A este fenómeno se le llama **coalescencia**. Existen tres mecanismos que lo explican:

- El efecto de la presión hidrostática actuando en las burbujas decrece a medida que éstas ascienden.
- Las burbujas pueden coalescer en una línea vertical. Por ejemplo una burbuja atrapa a otra.



- Burbujas vecinas en un plano horizontal cercano pueden combinarse cuando están muy cerca unas de otras.

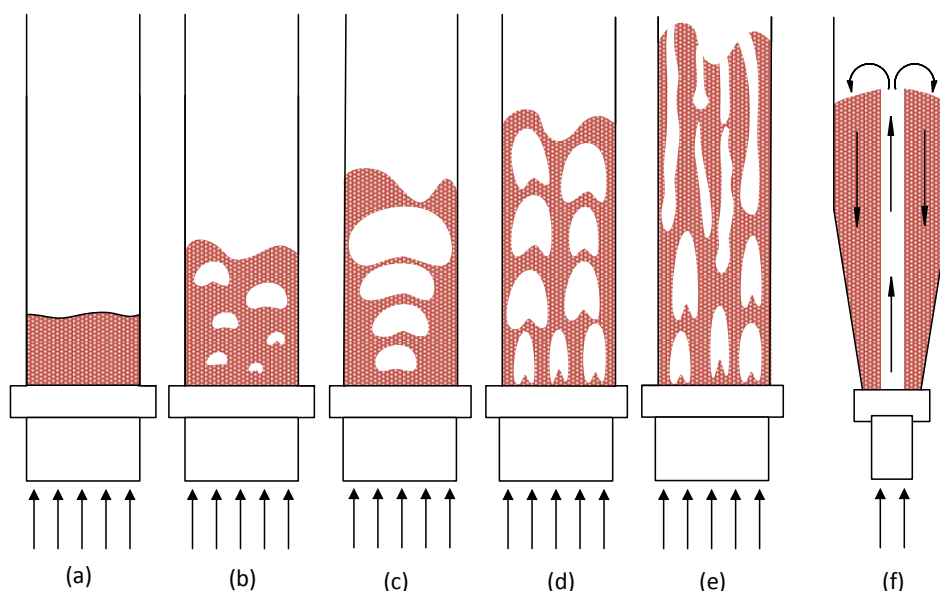
En el caso que se empleen lechos esbeltos y velocidades del gas elevadas, las burbujas pueden llegar a extenderse a lo ancho de todo el lecho. Este fenómeno se conoce con el nombre de **slugging** (Figura 1.1 (c)). La expansión del lecho es mayor que la sufrida en el régimen de burbujeo, debido a que las burbujas empujan las partículas hacia arriba como si de un pistón se tratase. En general, se trata de un fenómeno no deseado.

En lechos de partículas finas, si sigue aumentando la velocidad, el movimiento de burbujas se vuelve más vigoroso, y las fluctuaciones de presión aumentan hasta alcanzar un valor máximo para una determinada velocidad crítica,  $U_c$ , a partir de la cual disminuyen. Este punto de máximas fluctuaciones de presión marca el comienzo de la transición desde el régimen de burbujeo al régimen turbulento. La transición termina de producirse para una velocidad  $U_k$  para la que las fluctuaciones, que decaen desde su valor para  $U_c$ , comienzan a estabilizarse. En lugar de burbujas, se aprecia un movimiento turbulento de grupos de sólidos y vacíos de gas de varios tamaños y formas. Estos lechos se conocen con el nombre de **lechos fluidizados turbulentos** (Figura 1.1 (d)).

La velocidad de transporte,  $U_{TR}$ , divide los regímenes de fluidización en dos grupos: por debajo de ella aparecen los regímenes de burbujeo y turbulento, en los que en líneas generales el lecho permanece en la parte baja del reactor; por encima se encuentran los regímenes de transporte, que abarcan varios estados. Al superar esta velocidad de transporte, los sólidos son arrastrados y aparece una suspensión, cuya concentración depende de la tasa de sólido presente en ella. Si esta tasa es baja, aparece una **fase diluida** (*dilute-phase*). A medida que aumenta esta tasa, la suspensión se vuelve más densa. Cuando es suficientemente elevada, aparecen los llamados **lechos fluidizados rápidos** (*Fast Fluidized Bed*) (Figura 1.1 (e)). Si la velocidad continua aumentando aún más, se produce el transporte neumático de sólidos.

En esta situación, las operaciones estacionarias no son viables, ya que el lecho acabaría vacío. Si se desean llevar a cabo, deben devolverse al lecho los sólidos que han sido arrastrados fuera de él. Para ello, se pueden utilizar ciclones. Estos sistemas son llamados **lechos fluidizados circulantes** (*Circulating Fluidized Beds*).

Otro sistema de fluidización también utilizado es el llamado **lecho fluidizado surtidor** (*spouted bed*) (Figura 1.1 (f)). La parte inferior de este tipo de lechos tiene forma de cono y posee un orificio. A través de este orificio se inyecta aire a altas velocidades, formándose un chorro de corriente que penetra a lo largo de toda la columna del lecho. Este chorro arrastra a las partículas hacia la parte superior del lecho, en dónde se desplazan hacia los bordes exteriores del reactor. Las partículas situadas en estos bordes exteriores se desplazan, con menor velocidad a la que lo hacen las partículas arrastradas por el chorro, hacia la parte inferior [6]. En algunas ocasiones, este tipo de lechos presentan características tanto de lechos surtidores como de lechos burbujeantes.



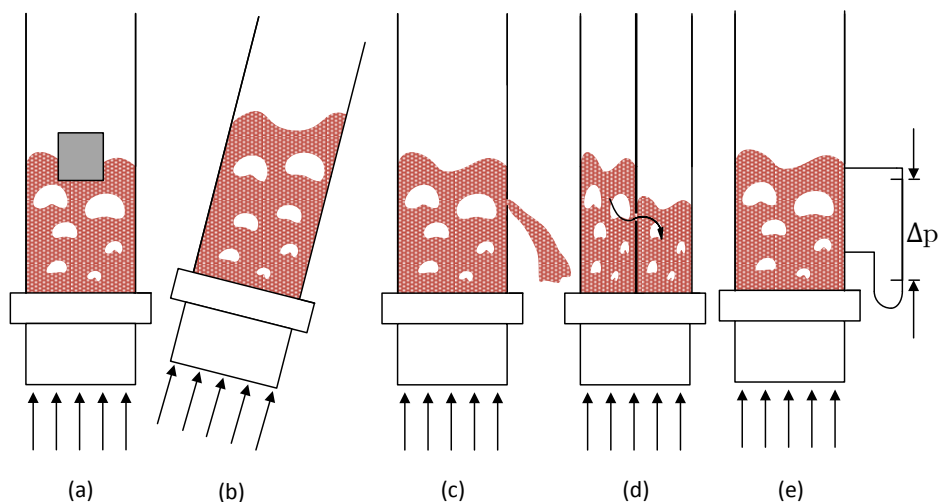
**Figura 1.1.** Ejemplo de los diferentes regímenes de fluidización.

### *Comportamiento de un lecho fluido como un líquido*

En un lecho fluidizado, la fase densa se asemeja a un líquido en ebullición, y además posee numerosos comportamientos típicos de los líquidos:

- Un objeto largo y ligero puede ser introducido dentro de un lecho fluidizado sin esfuerzo, y si la fuerza que lo mantiene sumergido se libera, éste asciende a la superficie con facilidad (Figura 1.2 (a)).
- En el caso de que el lecho fluidizado se encuentre en posición horizontal, su superficie se encuentra horizontal. Si el lecho está inclinado, su superficie se mantiene horizontal, como si de un líquido se tratase (Figura 1.2 (b)).
- Si en la pared del lecho hay un agujero, los sólidos saldrán a través de él en forma de chorro (Figura 1.2 (c)).
- En el caso de que dos lechos fluidizados se encuentren comunicados, sus niveles se equilibran (Figura 1.2 (d)).
- La diferencia de presión que existe entre dos puntos del lecho fluidizado es aproximadamente igual a la diferencia de presión estática entre esos dos puntos (Figura 1.2 (e)).

El comportamiento de un lecho fluidizado como un líquido permite desarrollar diferentes esquemas de contacto tales como contracorriente, corriente cruzada y circulación de sólidos entre dos lechos.



**Figura 1.2.** Comportamiento de un lecho fluido como un líquido.

### *Ventajas y desventajas de los lechos fluidizados para aplicaciones industriales*

Los lechos fluidizados presentan una serie de ventajas y desventajas que deben ser consideradas a la hora de elegir el método de contacto y de diseñar los reactores y las reacciones.

Algunas de sus ventajas son:

- El comportamiento como un líquido permite llevar a cabo un control continuo de las operaciones de forma automática y sencilla.
- El rápido mezclado de los sólidos permite alcanzar una temperatura homogénea a lo largo del reactor en un breve periodo de tiempo.
- En el caso de sólidos bien mezclados, los lechos fluidizados responden lentamente a cambios bruscos en sus condiciones de operación. Esto supone una gran ventaja a la hora de garantizar la seguridad, ya que permite evitar rápidos incrementos de temperatura debido a reacciones altamente exotérmicas que se produzcan en el interior del reactor

- La circulación de sólidos entre dos lechos fluidizados permite añadir o extraer grandes cantidades de calor necesario o producido en el interior de grandes reactores.
- Los lechos son adecuados para ser empleados en operaciones a gran escala.
- Las tasas de calor y de masa transferidas entre la corriente y las partículas son elevadas en comparación con otros métodos de contacto.
- La tasa de transferencia de calor entre un lecho fluidizado y un objeto sumergido en su interior es elevada. Por ello, los lechos fluidizados requieren superficies de contacto relativamente pequeñas.

Sin embargo, los lechos fluidizados presentan también varias desventajas, que deben ser entendidas y superadas para lograr el éxito de su aplicación en las operaciones industriales:

- En el caso de lechos fluidizados donde se empleen partículas muy finas, la definición del flujo de la corriente resulta complicado, con desviaciones respecto al flujo ideal bastante notables, que se traducen en un proceso de contacto ineficiente.
- El rápido mezclado de los sólidos en un lecho da lugar a unos tiempos de residencia no uniformes en el reactor.
- Los sólidos que se desmenuzan fácilmente son pulverizados y arrastrados por la corriente, de forma que deben ser reemplazados.
- En algunas ocasiones, el desgaste y la erosión de las tuberías y recipientes resulta muy severo.
- En el caso de operaciones no catalíticas a elevada temperatura, la aglomeración y sinterización de partículas puede requerir temperaturas de operación más bajas, lo que da lugar a un descenso en la velocidad de la reacción.

## 1.4.2 Nociones sobre la fluidización

### *Velocidad de mínima fluidización, $U_{mf}$*

Se tiene un lecho de partículas apoyado sobre un distribuidor diseñado de forma que a través de él circule una corriente de aire ascendente con un perfil de velocidades uniforme por toda su superficie. A medida que va aumentando la velocidad de la corriente que se hace circular a través del lecho, la fuerza ascendente a la que la corriente somete a las partículas irá aumentando. Se alcanzará un punto en el que esta fuerza ascendente se equilibra con el peso de las partículas. Desaparece la componente vertical de la fuerza de compresión entre partículas adyacentes y la pérdida de carga a través de una determinada sección del lecho es igual al peso del fluido y de las partículas en esa sección. En ese instante se habrán alcanzado las condiciones de mínima fluidización, y la velocidad que posee la corriente es conocida con el nombre de **velocidad de mínima fluidización ( $U_{mf}$ )**. En estas condiciones, igualando la caída de presión a lo largo del lecho,  $\Delta P_{bed}$ , con el peso por unidad de área de las partículas se obtiene [6]:

$$\frac{\Delta P_{lecho}}{H_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \quad (1.1)$$

Donde  $H_{mf}$ ,  $\epsilon_{mf}$ ,  $g$ ,  $\rho_g$  y  $\rho_s$  son respectivamente la altura del lecho y la fracción de vacío en condiciones de mínima fluidización, la gravedad, la densidad del gas y la densidad de las partículas.

La velocidad de mínima fluidización puede ser estimada a través del estudio de la transición del lecho fijo al fluidizado. Ergun desarrolló una expresión para calcular la caída de presión a lo largo de un lecho fijo,  $\Delta P_{fijo}$ , al pasar el aire a través de él [7]:

$$\frac{\Delta P_{fijo}}{H} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon_0)^2}{\epsilon_0^3} \cdot \frac{\mu_g \cdot u_g}{(\phi \cdot d_p)^2} + 1.75 \cdot \frac{1 - \epsilon_0}{\epsilon_0^3} \cdot \frac{\rho_g \cdot u_g^2}{\phi \cdot d_p} \quad (1.2)$$

Donde  $H$ ,  $\epsilon_0$ ,  $g$ ,  $\rho_g$ ,  $\mu_g$ ,  $u_g$ ,  $d_p$  y  $\phi$  son respectivamente la altura del lecho fijo, la fracción de vacío del lecho fijo, la gravedad, la densidad del gas, la viscosidad del gas, la velocidad superficial del gas, el diámetro medio de las partículas y la esfericidad de las partículas definida como el cociente entre el área superficial de la partícula y el de una esfera del mismo volumen. Esta ecuación muestra cómo la caída de presión a lo largo del lecho aumenta con la velocidad superficial del gas hasta alcanzar la velocidad de mínima fluidización.

El primer término de la ecuación predomina para números de Reynolds bajos. El segundo término predomina para números más elevados, y representa el arrastre de las partículas. Ambos términos representan el efecto de la viscosidad y el efecto de las fuerzas de inercia [8].

Empleando la Ecuación 1.1 y 1.2, y evaluando la Ecuación 1.2 para las condiciones de mínima fluidización, se obtiene la siguiente expresión para la velocidad de mínima fluidización, Ecuación 1.3.

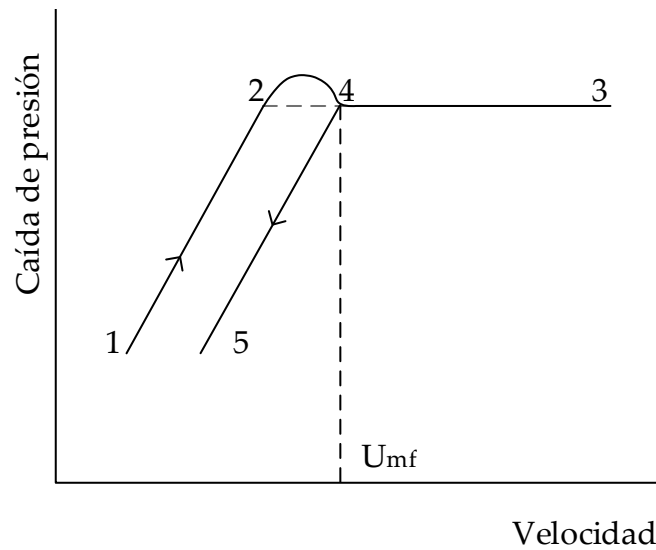
$$150 \cdot \frac{1 - \epsilon_0}{\epsilon_0^3} \cdot Re_{mf} + 1.75 \cdot \frac{1}{\epsilon_0^3} \cdot Re_{mf}^2 = Ar \quad (1.3)$$

Donde  $Ar$  es el número de Arquímedes, definido en la Ecuación 1.4, y  $Re_{mf}$  es el número de Reynolds en condiciones de mínima fluidización, definido en la Ecuación 1.5.

$$Ar = \frac{\rho_g \cdot (\rho_p - \rho_g)}{g} \cdot d_p^3 \cdot \mu_f^2 \quad (1.4)$$

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} \cdot d_p \cdot \rho_{g_f}}{\mu_g} \quad (1.5)$$

Las propiedades del gas y de las partículas son fáciles de medir. Por ello, lo que dificulta la estimación de la velocidad de mínima fluidización es la medida de la fracción de vacío para la mínima fluidización.



**Figura 1.3.** Diagrama de la caída de presión frente a la velocidad de fluidización.

La Figura 1.3 muestra la evolución idealizada de la pérdida de carga del lecho con la velocidad de fluidización para el caso de emplear partículas con forma y tamaño uniformes [3]. La región 1-2 de la izquierda corresponde al lecho fijo. Aquí, la  $\epsilon$  para el lecho fijo tiene un valor determinado que es resultado del proceso empleado al introducir las partículas. La caída de presión aumenta con la velocidad. En el punto 2 comienza la fluidización. A medida que el flujo aumenta, la pérdida de carga se estabiliza y se mantiene constante. Cuando el flujo disminuye desde 3, se observa una nueva curva 3-4-5. Esta diferencia es debida a la variación de la fracción de vacío para el lecho fijo respecto a la que poseía inicialmente. Ahora toma el valor de  $\epsilon_{mf}$ , fracción de



vacío para las condiciones de mínima fluidización. Este fenómeno se conoce con el nombre de **histéresis**. Las condiciones de mínima fluidización se definen en el punto 4.

Existen también numerosos procedimientos para determinar experimentalmente la velocidad de mínima fluidización. Algunos son, por ejemplo, el método de la determinación de la  $U_{mf}$  a través de la curva de pérdida de carga del lecho y otros métodos relacionados con la relación que existe entre las desviaciones estándares de las medidas de las fluctuaciones de presión [9, 10].

### *Velocidad terminal de las partículas, $U_t$*

Cuando una partícula de diámetro  $d_p$  cae a través de un fluido, su velocidad terminal de caída libre ( $U_t$ ) puede ser estimada mediante la mecánica de fluidos, Ecuación 1.6. Durante la fluidización, en el momento en el que se alcancen velocidades de la corriente superiores a la velocidad terminal, las partículas pueden ser proyectadas, pudiendo algunas volver al lecho y otras ser arrastradas.

$$U_t = \left[ \frac{4 \cdot d_p \cdot (\rho_p - \rho_g) \cdot g}{3 \cdot \rho_g \cdot C_D} \right]^{1/2} \quad (1.6)$$

Donde  $C_D$  es el coeficiente de arrastre (*drag*) determinado experimentalmente.

Los lechos fluidizados pueden operar a velocidades muy superiores a la velocidad terminal para prácticamente todos los sólidos, sin que ello signifique un arrastre significativo de partículas. Esto es así debido a que una gran proporción del aire a través del lecho asciende mediante burbujas a gran velocidad, evitando a la mayoría de la fase densa del lecho.

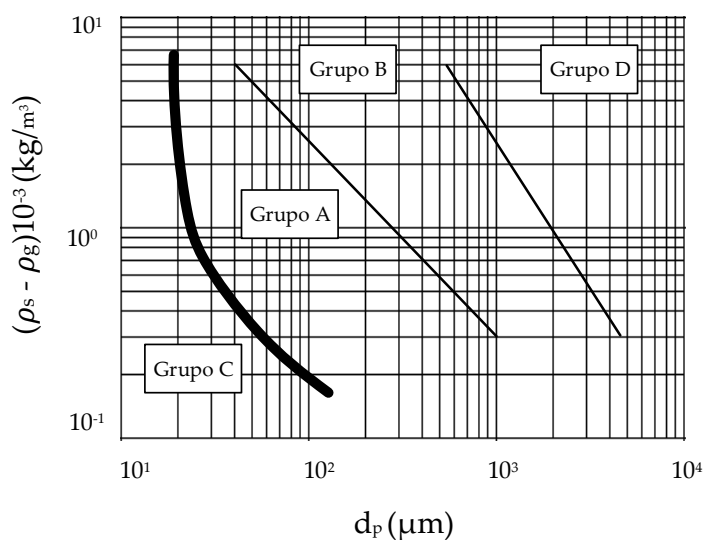
### *Clasificación de partículas de Geldart*

Observando cuidadosamente la fluidización de varios tipos de partículas de acuerdo a su tamaño y al material del que están fabricados, Geldart [11] clasificó las partículas en cuatro grupos:

- **Grupo A:** partículas con un tamaño medio pequeño y/o baja densidad. Se trata de sólidos que fluidizan con facilidad. Presentan una fluidización suave para bajas velocidades, y burbujeo controlado con pequeñas burbujas a elevadas velocidades. El catalizador de craqueo fluido (FCC, Fluid Cracking Catalyst) es característico de este grupo.
- **Grupo B:** partículas de densidad y tamaño medio, similar a las partículas de arena de sílice comúnmente usadas en la fluidización. Estos sólidos fluidizan con la acción de un burbujeo vigoroso, y con burbujas que aumentan de tamaño con la altura debido a la coalescencia.
- **Grupo C:** se trata de partículas cohesivas o muy finas. Son difíciles de fluidizar debido a que las fuerzas que aparecen entre las partículas resultan ser mayores que las debidas a la acción de la corriente. Ejemplos típicos de este grupo son la harina, los polvos de maquillaje y el almidón.
- **Grupo D:** se trata de partículas de gran tamaño y/o densidad elevada. Resulta difícil fluidizar lechos profundos si se emplean este tipo de sólidos. Presentan un mal comportamiento, con explosiones de burbujas y canales pronunciados. En el caso de que la distribución de gas sea desigual, pueden aparecer chorros. Estas partículas se emplean principalmente en *spouted beds*. Algunos ejemplos son el secado de granos y guisantes, el tostado de granos de café y la gasificación del carbón.

Esta clasificación es fácil de utilizar y resulta válida siempre que la fluidización se lleve a cabo sólo para gases y en condiciones ambientales.

La Figura 1.4 muestra la clasificación de Geldart.



**Figura 1.4.** Clasificación de Geldart de partículas.

Otros autores han propuesto más clasificaciones. Por ejemplo, durante la fluidización aparecen varias fuerzas: la fuerza de gravedad, la fuerza de arrastre y fuerzas de cohesión entre partículas como las fuerzas de Van der Waals [12]. Las fuerzas de Van der Waals dominan en el caso de usar partículas finas como las del Grupo C. La fuerza de gravedad domina para partículas grandes, como las del Grupo D. Para partículas del grupo A, las tres fuerzas son del mismo orden. Para el Grupo B, la fuerza de gravedad y las fuerzas de arrastre son del mismo orden, y las fuerzas de cohesión entre partículas son despreciables.

### 1.4.3 Aplicaciones industriales de los lechos fluidizados

La historia de la fluidización se remonta 90 años atrás, cuando Fritz Winkler desarrolló el primer gasificador en Alemania, en 1926. No fue hasta el año 1942 cuando

este fenómeno comenzó a tener aplicación a nivel industrial, a través del reactor de craqueo catalítico, en la industria del petróleo. Gracias este proceso, el petróleo se conseguía reducir en compuestos mucho más pequeños

Actualmente, los lechos fluidizados son ampliamente empleados en operaciones industriales tales como la producción de combustibles como la gasolina, productos químicos, polímeros, además de la gasificación del carbón llevada a cabo para aumentar la eficiencia de los procesos de producción de energía. En los años 80 se comenzó a emplear lechos fluidizados en aplicaciones biológicas.

La siguiente tabla muestra un resumen de las aplicaciones industriales de los lechos fluidizados. Para más información, puede consultarse Kunii and Levenspiel, 1991 [1].

Proceso	Aplicaciones
<b>Operaciones físicas</b>	<ul style="list-style-type: none"><li>• Intercambio de calor.</li><li>• Solidificación de una masa fundida.</li><li>• Recubrimiento de objetos metálicos con plástico.</li><li>• Secado de sólidos.</li><li>• Recubrimiento de objetos y el crecimiento de partículas.</li><li>• Procesos de absorción.</li></ul>
<b>Reacciones de síntesis</b>	<p>Son procesos mediante los cuales se produce la reacción de dos sustancias para originar un único producto [13].</p> <ul style="list-style-type: none"><li>• Síntesis de Fischer-Tropsch.</li><li>• Anhídrido ftálico.</li><li>• Acrilonitrilo mediante el proceso de Sohio.</li></ul>
<b>Craqueo de hidrocarburos</b>	<p>Consiste en la descomposición térmica o catalítica de hidrocarburos en materiales de pesos moleculares más bajos.</p>

Proceso	Aplicaciones
	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Craqueo catalítico fluido (Fluid Catalytic Cracking, FCC).</li> <li>• Craqueo térmico.</li> </ul>
<b>Combustión e incineración</b>	<p>Procesos relacionados con la combustión e incineración de combustibles fósiles.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Combustión fluidizada del carbón.</li> <li>• Incineración de los residuos sólidos urbanos.</li> </ul>
<b>Carbonización y gasificación</b>	<p>Procesos que tienen por objetivo aumentar la eficiencia en la combustión de combustibles.</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Gasificación del carbón y del coque.</li> <li>• Activación del carbón [14]</li> <li>• Gasificación de residuos sólidos.</li> </ul>
<b>Calcinación</b>	<p>Las partículas de piedra caliza y de dolomita pueden ser calcinadas directamente en un lecho fluidizado mediante la quema de combustible.</p>
<b>Reacciones con sólidos</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Tostado de minerales de sulfuro [15].</li> <li>• Producción de silicio para la industria de semiconductores y células solares.</li> <li>• Cloración y fluoración de óxidos metálicos.</li> <li>• Reducción de óxido de hierro.</li> </ul>
<b>Biofluidización</b>	<p>El cultivo de microorganismos es una de las aplicaciones más interesantes de la fluidización.</p>

**Tabla 1.1.** Aplicaciones industriales de los lechos fluidizados.

### 1.4.4 Mezcla y segregación

#### *Mezcla*

En todos los dispositivos empleados para mezclar materiales particulados, aparecen tres tipos de mezclado principales, que dan lugar al proceso general mezclado [16]:

- Mezclado convectivo: consiste en la transferencia de grupos de partículas adyacentes desde una posición a otra de la masa total.
- Mezclado difusivo: se distribuyen partículas sobre nuevas superficies.
- Mezclado de cizalla o cortadura: consiste en la creación de planos de deslizamiento dentro de la masa.

Aunque todos ellos ocurren en mayor o menor medida, su importancia depende del dispositivo empleado y del avance del mezclado.

La mezcla es definida de varias formas, dependiendo de la aplicación particular considerada [3]. En un lecho fluidizado, para poder llevar a cabo un proceso de mezclado adecuado, hay que asegurar un buen contacto entre sólidos y gases. En el proceso de mezclado en reactores en principio se pensó que, como se produce la mezcla entre la parte superior y la inferior, existían temperaturas casi uniformes aunque hubiese generación o sumideros de calor. Basado en esto, en el pasado se desarrollaron reactores de craqueo a gran escala, sin éxito. Más tarde, cuando se llevaron a cabo experimentos en laboratorio y también en escala real, se llegó a la conclusión de que el mezclado era un proceso demasiado complejo como para ser abordado mediante cálculos que sólo tuvieran en cuenta parámetros mecánicos del reactor.

En 1952 se propuso el modelo de dos fases para describir este fenómeno en los lechos fluidizados de burbujeo [17]. Posteriormente, se han desarrollado varios modelos,

teniendo en cuenta tanto parámetros mecánicos del reactor como parámetros del propio mezclado. Con el desarrollo posterior de una descripción semi-teórica de las burbujas en los lechos fluidizados, fue posible simplificar los modelos anteriores hacia una teoría de fluidos dinámica básica. Sin embargo, a la hora de aplicarse a nivel industrial, presentaba varios puntos débiles.

Un concepto que resulta útil en el proceso de mezclado es la distinción entre el macromezclado y micromezclado. El macromezclado está relacionado con los patrones de flujo y con la turbulencia, mientras que el micromezclado tiene que ver con el fenómeno del transporte molecular.

Los eventos a gran escala en los lechos fluidizados están causados por perfiles de velocidad verticales. Las burbujas ascienden rápidamente, llevando consigo partículas a su paso, mientras que al mismo tiempo, proporciones del resto de partículas se hunden junto con gas por los intersticios. El resultado es el retromezclado del gas (*backmixing*), y una considerable extensión en los tiempos de residencia del gas. La mezcla depende en gran medida del régimen de mezclado empleado. Un flujo lento en un lecho pequeño y estrecho es completamente diferente a aquel producido en un lecho largo y ancho con flujo turbulento.

El mezclado en escalas mucho más pequeñas está relacionado con movimientos turbulentos y con remolinos inducidos por diferencias en las velocidades verticales, que da lugar al mezclado lateral. En el mezclado vertical, las corrientes de gran escala son dominantes. Por el contrario, en el mezclado lateral, el efecto de los torbellinos turbulentos tiene mayor importancia. El mezclado lateral contrarresta la formación de diferencias de concentración extremas a lo largo de la sección del lecho debido a los perfiles de velocidad vertical. Por ello, el efecto del mezclado a pequeña escala no debe ser nunca menospreciado.

El mezclado en las escalas más pequeñas resulta interesante en el caso de reacciones rápidas, por ejemplo, la combustión del carbón en un lecho fluidizado.

### *Segregación*

En los últimos años se han desarrollado numerosas aplicaciones de los lechos fluidizados en las que las partículas presentes son de diferente tamaño o densidad [3]. En ellas, se produce un equilibrio dinámico entre las tendencias de mezclado y de segregación. El fenómeno de segregación se caracteriza por la separación entre las especies diferentes presentes. Gracias a ella, pueden separarse los sólidos distintos.

El entendimiento del comportamiento de este tipo de sistemas ha sido posible gracias al estudio de sistemas binarios de partículas. Estos sistemas resultan fáciles de categorizar y de estudiar. Por ello, en adelante este apartado se centra en ellos, sabiendo que es posible extrapolar los resultados obtenidos a través de éstos a modelos más complejos con cierta confianza [18].

Cuando los sistemas binarios son fluidizados, la tendencia de segregación de las partículas de diferente densidad o tamaño conduce a su movimiento hacia la parte superior o inferior del lecho, variando la concentración. Unos tienden a ascender (*Flotsam*, partículas que tienden a situarse en la parte superior), y otros tienden a descender (*Jetsam*, partículas que tienden a situarse en la parte inferior). Esta tendencia también se aprecia en sistemas multicomponentes. Sin suponer una gran pérdida de precisión, esta tendencia puede ser generalizada de la siguiente forma:

- En el caso de partículas sin ninguna diferencia de densidad, las partículas más grandes se sitúan en la parte superior.
- En el caso de que exista diferencia de densidad, las partículas más densas se sitúan en la parte inferior.

En mezclas binarias y multicomponente, la velocidad de mínima fluidización es función de los componentes presentes y de sus proporciones, y varía entre un punto y otro del lecho, dependiendo de la composición local. Por ello, los métodos tradicionales para medir esta velocidad no pueden ser empleados para estos sistemas.

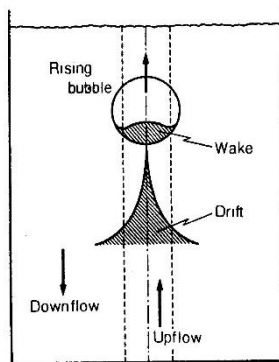


### *Mecanismos de mezclado y segregación*

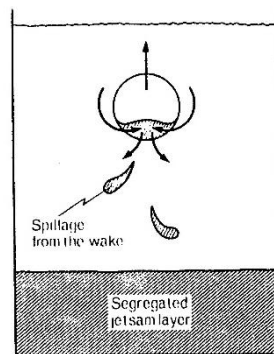
En los lechos fluidizados el movimiento de las partículas es originado por las burbujas [19]. En aquellos formados por un único componente, cada burbuja arrastra una estela de partículas que al final es depositada en la superficie del lecho. Además, las partículas también se desplazan hacia las regiones donde antes había una burbuja, de forma que se establece una circulación, y se produce el mezclado [3]. Este proceso se puede ver en la Figura 1.5.

En el caso de que en la situación inicial se tenga una capa inferior segregada de jetsam, las burbujas también las que son responsables del mezclado. Cada burbuja arrastra parte de las partículas de la parte inferior hacia la parte superior. Parte de esta cantidad se pierde en el camino debido al derramamiento de la estela de la burbuja (*wake shedding*). Este fenómeno consiste en una estela que sale de la burbuja y que se va quedando atrás en su ascenso. Grupos de partículas jetsam se van quedando atrás en el ascenso de la burbuja. Estos grupos se reorientan de la misma forma en la que lo harían grandes gotas de un líquido inmisible en un líquido menos denso. El fenómeno aparece ilustrado en la Figura 1.6.

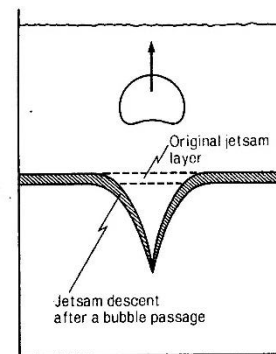
Las burbujas también son las responsables de la segregación. Las partículas más densas tienden a caer preferentemente a través de aquellas regiones que va dejado atrás la burbuja en su ascenso. La Figura 1.7 ilustra este fenómeno.



**Figura 1.5.** Circulación causada por una burbuja.

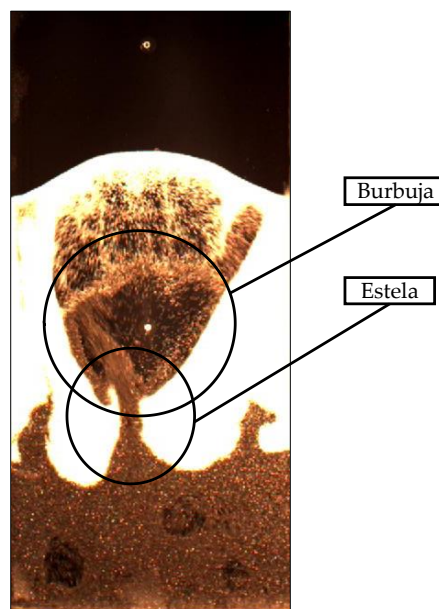


**Figura 1.6.** Intercambio debido al wake shedding.



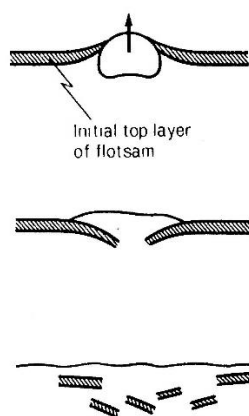
**Figura 1.7.** Descenso de partículas debido a espacio originado por una burbuja en su ascenso.

La Figura 1.8 muestra el efecto explicado en la Figura 1.3 en los ensayos producidos en este estudio.



**Figura 1.8.** Fenómeno causado por el ascenso de una burbuja en el sistema estudiado en este trabajo.

Cuando el lecho está formado inicialmente por una mayoría de partículas flotsam en la parte superior del lecho y una pequeña cantidad de partículas jetsam, aparece un mecanismo adicional. Las burbujas arrastran una estela de partículas procedentes de la parte inferior que se depositan como una mancha en la parte superior del lecho. Este proceso va cubriendo y enterrando poco a poco a las partículas que inicialmente se encontraban en la parte superior, que son lentamente arrastradas hacia la parte inferior hasta que las burbujas que pasen le den la oportunidad de volver a ascender a la superficie de nuevo.



**Figura 1.9.** La burbuja que asciende perfora la capa de partículas situada en la parte superior y las partículas que arrastra se sitúan en su superficie, por encima de las primeras. Este proceso se repite y se van enterando las partículas inicialmente situadas en la parte superior.

### *Equilibrio de mezcla-segregación*

En un sistema formado por partículas del mismo tamaño y densidad que desean ser mezcladas, el estado de segregación completa se define como aquel en el que las partículas de cada tipo se encuentran totalmente separadas. El estado de mezcla completa se define como aquel en el que las partículas de cada tipo están totalmente mezcladas.

En numerosas aplicaciones industriales el proceso de segregación juega un papel importante. En sistemas binarios con partículas de diferentes tamaños y/o densidades, la segregación ocurre para velocidades próximas a la velocidad de mínima fluidización  $U_{mf}$  de las partículas más grandes o más pesadas. Aparece el concepto de **equilibrio de mezcla-segregación**. Varios estudios han investigado sobre ello [20-32]. Sus conclusiones pueden resumirse en:

- En el caso de sólidos del mismo tamaño pero diferente densidad, la segregación se produce fácilmente.
- Partículas de diferente tamaño pero misma densidad también se segregan, pero no tan fácilmente como las anteriores.
- Cuando la velocidad es próxima a la velocidad de mínima fluidización  $U_{mf}$ , la segregación puede ser severa, sin embargo resulta menor a mayores velocidades, favoreciéndose el mezclado.

### 1.4.5 Índice de mezclado

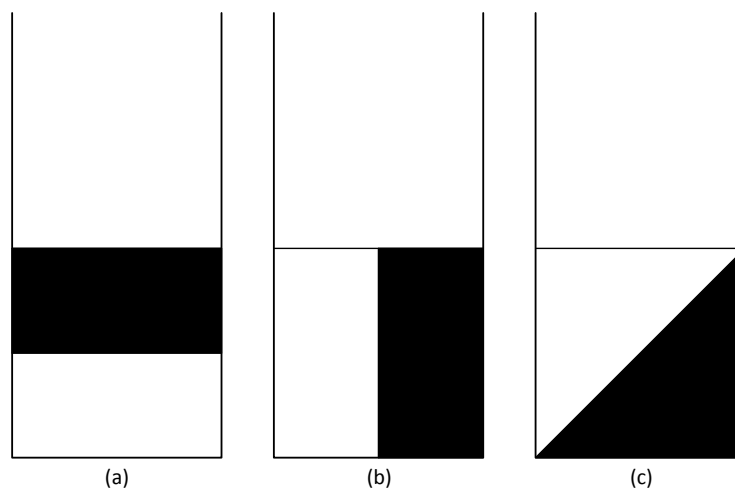
Diferentes velocidades de la corriente de gas introducidas en un lecho fluidizado originan distintos grados de mezcla o segregación en el estado estacionario. El grado de mezclado de un sistema es la relación que existe entre el grado de mezcla y el de segregación.

En el estudio del proceso de mezclado es necesario describir su homogeneidad empleando algún tipo de medida cuantitativa. Para ello pueden emplearse los índices de mezclado. Varios autores han formulado numerosos índices. Sin embargo, no existe un procedimiento general para definirlos, y están sujetos en gran medida a la técnica

empleada para recoger los datos. Además, esta situación se ve agravada por la carencia de una definición universal de mezclado completo [33].

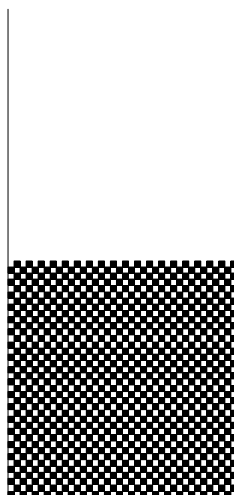
Se considera una mezcla de partículas iguales, con misma forma, tamaño y densidad, que únicamente se diferencian por su color blanco o negro. Existen varios métodos para caracterizar el grado de mezclado de una mezcla de estas características. Por ejemplo, una forma útil y muy empleada consiste en analizar una serie de muestras de la mezcla que posean una forma y un tamaño fijo. De esta forma, el dominio de la mezcla se puede dividir en un número finito de celdas de la misma forma y tamaño, cada una de ellas con un número determinado de partículas de cada color. Entonces, se mide la variación estadística de la composición de estas celdas a través de la desviación estándar  $s$ , o también a través de la varianza  $s^2$ . De acuerdo a esto existe una gran cantidad de índices disponibles en la literatura que emplean la varianza o la desviación típica de pequeñas porciones del lecho fluidizado [33, 34].

En el mezclado se pueden definir dos situaciones extremas. Al comienzo, las partículas pueden encontrarse completamente segregadas. Este estado se conoce con el nombre de estado completamente no mezclado o totalmente segregado (*completely unmixed state*). Existen diversas configuraciones de este tipo. La Figura 1.10 contiene algunos ejemplos.



**Figura 1.10.** Ejemplos de distintos estados completamente no mezclados o segregados.

La otra situación extrema se denomina estado perfectamente mezclado (*perfectly ordered state*), que puede ser definido idealmente como aparece en la Figura 1.11 En él, la proporción de partículas negras en cada celda es siempre igual a la proporción total de partículas negras en la mezcla.



**Figura 1.11.** Estado perfectamente mezclado.

Este estado solamente se puede alcanzar en casos muy especiales. En general, en el mezclado de partículas que no reaccionan entre ellas y que son únicamente

distinguibles a través su color, el estado final es un estado de mezclado aleatorio (*randomly mixed state*) [35]. En él, a diferencia de en el estado perfectamente mezclado, es probable que una vez alcanzado el estado estacionario cada una de las celdas contenga un número diferente de partículas negras.

Las Ecuaciones 1.7 y 1.8 muestran el valor de la varianza para el estado completamente no mezclado  $s_o$  y el estado final aleatorio  $s_r$ , respectivamente [16]. En ellas,  $P$  es la proporción total de partículas negras en la mezcla y  $n$  es el número de partículas contenidas en cada una de las muestras o celdas.

$$s_o^2 = P \cdot (1 - P) \quad (1.7)$$

$$s_r^2 = \frac{P \cdot (1 - P)}{n} \quad (1.8)$$

El valor de la Ecuación 1.7 es independiente del número de celdas en las que se divide el dominio, mientras que la Ecuación 1.8 no lo es.

$$s^2 = \frac{1}{N-1} \sum_{i=1}^N (P_i - P)^2 \quad (1.9)$$

La Ecuación 1.9 muestra el valor de la varianza instantánea  $s^2$ , donde  $N$  es el número de celdas en las que se ha dividido el dominio y  $P_i$  es la proporción de partículas negras en la celda  $i$ .

Esta varianza instantánea se calcula para cada uno de los estados intermedios que aparecen entre los dos estados extremos anteriores. Con ella se puede obtener una medida del grado de mezclado, es decir, un índice de mezclado  $IM$ . Existen diversas formas de hacerlo. Un ejemplo es el índice de mezclado de Lacey [16].

$$IM = \frac{s_0^2 - s^2}{s_0^2 - s_r^2} \quad (1.10)$$

De acuerdo a la Ecuación 1.10, el valor de  $IM$  aumenta a medida que se produce el mezclado desde un valor inicial 0 hasta alcanzar el valor 1 en el estado estacionario.

En este trabajo se ha desarrollado un índice de mezclado que refleja el proceso físico que tiene lugar. Su finalidad es cuantificar el grado de mezclado, evaluar la cinética de los procesos de mezclado y de segregación, y mostrar su evolución. Su cálculo se basa en la técnica del análisis digital de imágenes. Antes de definirlo, resulta útil esbozar algunos conceptos relacionados con la técnica de análisis empleada.

Las imágenes digitales pueden ser adquiridas en color o en escala de grises. La escala de grises posee un rango de valores de intensidad de 0 (negro) a 255 (blanco). La imagen en escala de grises puede ser transformada en una imagen binaria o imagen en blanco y negro a través del threshold. Una imagen binaria está formada por un conjunto de píxeles que pueden tomar el valor de 0 (negro) o de 1 (blanco). El threshold se calcula para la imagen en escala de grises. Los píxeles cuya intensidad esté por debajo de él se consideran de valor igual a 0, y por encima igual a 1.

En este proyecto se han tomado imágenes a color de cada ensayo y se han convertido en imágenes binarias de acuerdo a lo anterior. En los experimentos se parte de una situación inicial como la de la Figura 1.10 (a). El aire comienza a atravesar el material del lecho. Antes de que se alcance el régimen de burbujeo, el lecho se expande. En ese momento, se calcula el número de píxeles total que ocupa el material del lecho (área blanca más área negra en la Figura 1.10 (a)). Este es el área máxima de píxeles. En la imagen binaria, a medida que avanza el proceso de mezclado, el número de píxeles blancos y el número de píxeles negros varían, pero la suma de los dos ha de mantenerse constante. Cuando el sistema se ha mezclado por completo (Figura 1.11), el conjunto del material del lecho tiene un tono promedio grisáceo, y gracias a la transformación mediante el threshold, el conjunto total de partículas es reconocido como blanco.



El proceso de mezclado habrá llegado a su fin en el momento en el que el número total de píxeles blancos coincide con el número de píxeles inicial.

$$IM_j(-) = \frac{N^{\circ} \text{ de píxeles blancos}}{N^{\circ} \text{ de píxeles lecho}} \quad (1.11)$$

La Ecuación 1.11 define el índice de mezclado propuesto en este proyecto. Este índice se calcula para cada una de las imágenes (j). Una adecuada transformación de las imágenes a color en imágenes binarias permite calcular el número de píxeles inicial y el número de píxeles blancos instantáneos, para cada imagen.

En el instante inicial, como hay la mitad de píxeles de cada color, el valor del índice de mezclado debe ser 0.5. En el estado final, cuando todos los píxeles son considerados como blancos, el índice tomará el valor de 1.

Resulta interesante comentar que este índice, por su propia definición no, depende de la situación inicial de los píxeles en la imagen, sino del número. Es decir, aunque en dos imágenes distintas la situación de los píxeles blancos sea diferente, mientras exista en ambas imágenes en mismo número de píxeles blancos y el mismo número de píxeles inicial, su valor será el mismo. En las Secciones 3.2.2 y 3.2.3 se explica más en detalle las particularidades del proceso experimental y del cálculo del índice *IM*.



## 2 INSTALACIÓN EXPERIMENTAL

### 2.1 El lecho y su estructura de apoyo

La instalación en la cual se van a llevar a cabo los experimentos se encuentra en el laboratorio del departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos de la Universidad Carlos III de Madrid. Está formada por: el lecho, los caudalímetros necesarios para controlar el caudal de la corriente de aire, los sensores de presión, un ordenador con el software LabVIEW® para la toma de medidas, una cámara de fotos y dos focos para iluminar uniformemente el lecho.



**Figura 2.1.** Instalación en la que se realizan los ensayos.

El lecho en el que se van a llevar a cabo los ensayos es un lecho pseudo 2D. Sus dimensiones son: 0.3 metros de ancho, 1.5 metros de alto y 0.01 m de espesor.

Para fluidizar las partículas, se introduce aire en el lecho. Para lograr introducir el aire en el lecho de forma adecuada, existen dos partes que son fundamentales:

- Plenum: se encuentra situado en la parte inferior del lecho. Se trata de una cavidad que tiene forma rectangular. El plenum de esta instalación posee dos orificios a través de los que se introduce el aire que procede de la red de alimentación.
- Plato distribuidor: situado encima del plenum. Posee unos orificios a través de los que se produce la entrada de aire al lecho. Estos orificios tienen un diámetro de 0.001m, espaciados 0.01m entre sí. El plato distribuidor permite aumentar la pérdida de carga que debe superar la corriente de aire inyectada en el plenum de tal forma que se consigue una salida uniforme del aire a través de sus orificios, es decir, la velocidad a la que sale el aire por cada uno de los orificios es la misma.

El plenum de esta instalación se encuentra dividido en dos partes exactamente iguales, debido a que la instalación fue acondicionada para realizar una serie de experimentos relacionados con la distinta entrada de caudal por cada una de las partes del distribuidor al lecho. En Sección 4.1 se detallan los experimentos llevados a cabo para determinar cómo podría afectar este hecho a nuestros ensayos. Cada una de las dos partes del plenum tiene las mismas dimensiones. En cada cámara, los orificios del plato distribuidor están distribuidos en dos filas de 14 orificios cada una, dispuestos en configuración triangular con 0.01 m de paso entre filas. En total, cada cavidad posee 28 orificios. La Tabla 2.1 muestra un resumen de las características del lecho fluido empleado.

Altura del lecho (m)	Anchura del lecho (m)	Espesor del lecho (m)	Número de orificios	Diámetro de los orificios (m)
1.5	0.3	0.01	56	0.001

**Tabla 2.1.** Características del lecho empleado.

Resulta de vital importancia el adecuado funcionamiento del plato distribuidor de la instalación. Al estar el plenum dividido, cada una de las partes del distribuidor tiene la mitad de orificios. Esto significa que si un orificio es taponado por una de las partículas empleadas, las perturbaciones que aparecen son mayores de las que se producirían si éste no estuviera dividido. Por ello, durante la preparación de la instalación, se comprobó uno a uno que ningún orificio se había taponado, para así garantizar que los resultados obtenidos son adecuados.

Cada una de las cavidades posee una sonda que permite medir la presión interior mediante un sensor de presión acoplado a ella a través de un pequeño conducto adecuadamente conectado.

El lecho está formado por dos cristales rectangulares entre los cuales se alojan las partículas que son fluidizadas. El cristal delantero es transparente, lo que permite la visualización de las partículas durante la operación del lecho. El cristal trasero está pintado de color negro, de forma que a la hora de tomar las imágenes, se logra el contraste necesario, la luz emitida por los focos es reflejada por el cristal trasero negro y así captada por la cámara.

Por la parte superior, el lecho se encuentra abierto al ambiente, de forma que la fluidización de las partículas se produce en condiciones de temperatura y presión atmosféricas.

El lecho se encuentra apoyado sobre una estructura de material nikai. Se impide el desplazamiento del lecho en el plano horizontal al estar la base de éste situada entre dos barras, también de material nikai y otras dos por los laterales. La estructura posee una base sobre la que se apoya el lecho.

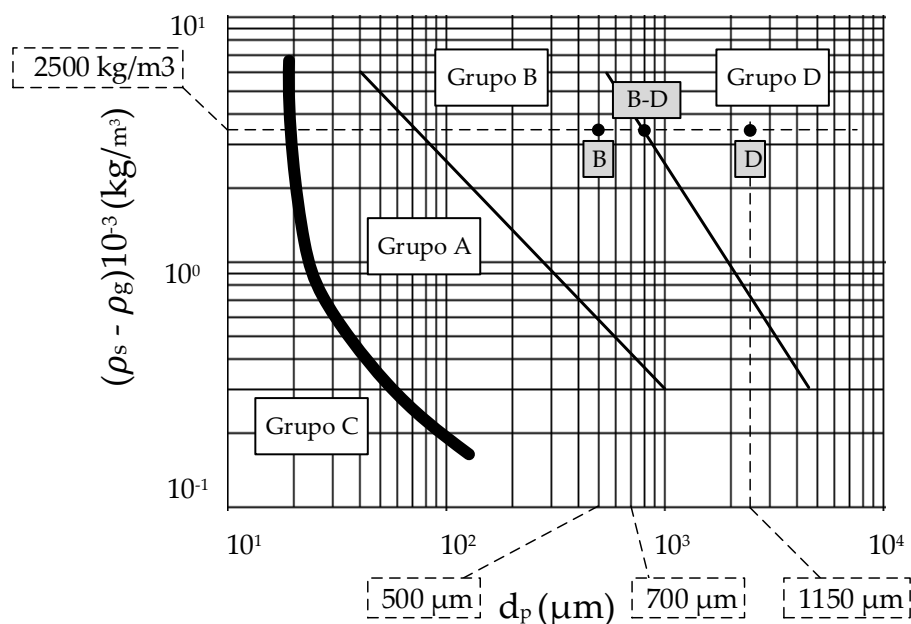
### 2.1.1 Material del lecho

En el presente estudio se han empleado esferas de vidrio Balottini de tres tamaños distintos y de misma densidad. Para la velocidad de mínima fluidización y la clasificación de Geldart de cada tipo de partícula, se ha recurrido a un estudio anterior realizado en la misma instalación de la de este proyecto [36].

En la Tabla 2.2 se recogen las propiedades de las partículas empleadas.

Diámetro partículas $d_p$ (mm)	Clasificación del Geldart	Velocidad de mínima fluidización, $U_{mf}$ (m/s)	Densidad absoluta $\rho_s$ , kg/m <sup>3</sup>	Densidad aparente $\rho_a$ , kg/m <sup>3</sup>	Fracción de sólido	Fracción de vacío
0.4-0.6	B	0.27	2500	1500	0.6	0.4
0.6-0.8	B-D	0.44				
1.0-1.3	D	0.67				

**Tabla 2.2.** Propiedades de las partículas empleadas.



**Figura 2.2.** Situación de las partículas empleadas en el diagrama de la clasificación de Geldart.

Para estudiar el mezclado, se propone utilizar las partículas con dos colores diferentes bien diferenciados, que sean capaces de ser identificados mediante análisis de imagen. Para lograr esto se ha pintado la mitad de las partículas con pintura blanca y la otra mitad con pintura negra. El preproceso de las partículas está explicado en la Sección 3.2.1, analizando las partículas una vez pintadas para garantizar que sus propiedades (tamaño, densidad y forma) son las mismas, y que por tanto, la realización de los experimentos no se verá afectada por esto. Cuando la totalidad de las partículas pintadas han sido ensayadas, es decir, se han mezclado, el proceso de pintado vuelve a comenzar, pintando la mitad de las mismas de blanco y la otra mitad de negro.

Se ha calculado la cantidad de partículas necesarias por experimento. Por cada ensayo se emplea la misma cantidad de partículas de cada color.

La densidad aparente de las partículas es la que posee el conjunto formado por las propias partículas y por los espacios que existen entre ellas. Estos espacios están ocupados por aire, y en conjunto se denominan fracción de vacío. Se ha tomado un valor



aproximado de 0.4, valor típico para partículas de este estilo con una buena esfericidad [6].

En un determinado ensayo, la relación de aspecto se define como la relación entre la altura hasta la que se llena en el lecho de partículas ( $H_0$ ) y el ancho de éste ( $W$ ). En cada experimento, la relación de aspecto es 1, es decir, la altura del lecho fijo es de 0.3m.

$$\text{Relación de aspecto} = \frac{H_0}{W} = \frac{0.3 \text{ m}}{0.3 \text{ m}} = 1$$

Con esta relación de aspecto, el volumen del lecho que es ocupado por las partículas es:

$$V_{total} = 0.3 \cdot 0.3 \cdot 0.01 = 9 \cdot 10^{-4} m^3$$

Una vez se conoce el volumen total ocupado por las partículas, se puede calcular la masa de partículas ( $m_{partículas}$ ) necesarias para lograr la relación de aspecto deseada. Para este cálculo se emplea la densidad aparente, pues el volumen calculado anteriormente incluye tanto a las partículas como al espacio entre ellas:

$$m_{partículas} = 9 \cdot 10^{-4} m^3 \cdot 1500 \frac{kg}{m^3} = 1.35 kg$$

De forma que son necesarios 0.675 kg de partículas de cada color por experimento.

### 2.1.2 Red de alimentación

Para poder alimentar el lecho y así poder llevar a cabo los ensayos, se dispone de una red de alimentación de aire comprimido.

Para controlar la cantidad de aire introducida en el lecho se dispone de un conjunto de rotámetros/caudalímetros de distinta escala, para utilizar el que más convenga según el gasto de aire empleado. Al salir de los caudalímetros, la corriente continúa hasta llegar a la instalación para la humidificación del aire.

En la instalación de este estudio hay cuatro rotámetros [37], cada uno de ellos con un rango de medida distinto, de forma que mediante su combinación pueda obtenerse el caudal deseado para cada ensayo. En este caso, se emplean para variar el caudal de la corriente de fluidización. Para medir el caudal, se emplean dos caudalímetros.



**Figura 2.3.** Caudalímetros y rotámetros empleados en los ensayos.

	Caudalímetro 1	Caudalímetro 2
Rango de medidas, (l/min)	0 - 200	0 - 500
Incremento (l/min)	1	5

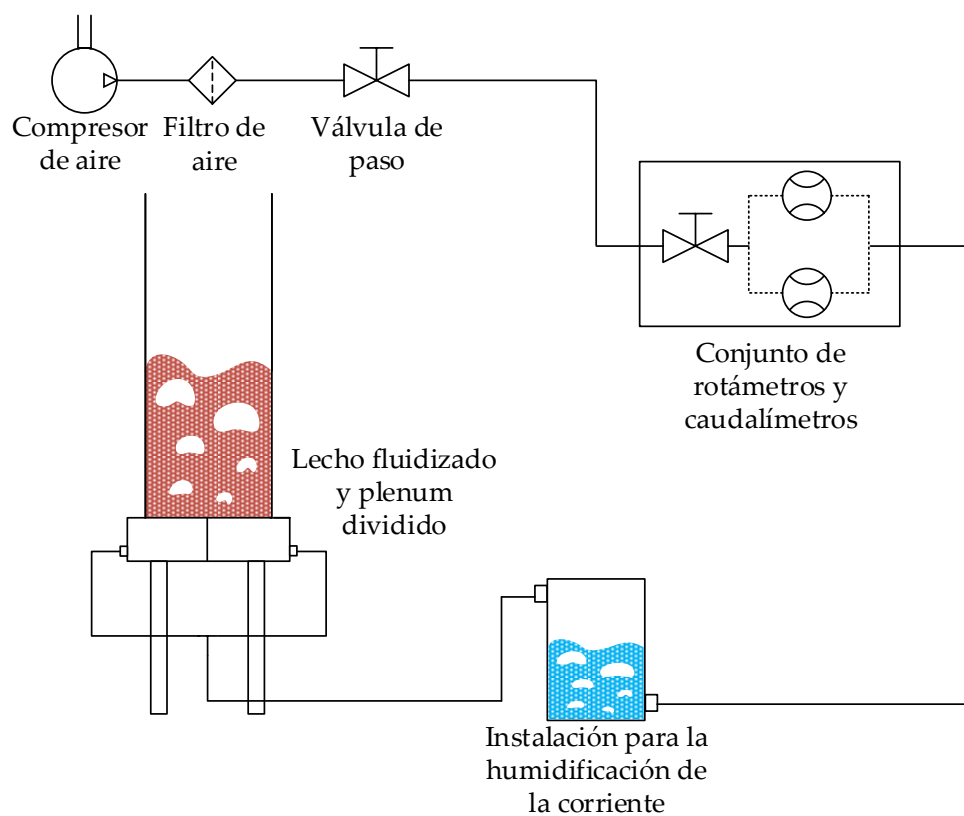
**Tabla 2.3.** Tabla con las características técnicas de los caudalímetros empleados en los ensayos.

### 2.1.3 Instalación para la humidificación de la corriente de aire

Los roces continuos que se producen entre las partículas, y entre las partículas y las paredes de lecho fluidizado originan una cantidad significativa de cargas electroestáticas que pueden dificultar el adecuado funcionamiento de las operaciones industriales. El resultado de esta energía electroestática provoca que las partículas se apelmacen entre ellas, de forma que los ensayos realizados no son válidos, pues este fenómeno afecta notablemente su mezclado [38].

Esto puede corregirse mediante la humidificación del aire que se introduce en el lecho. Para ello, se ha construido un sistema de humidificación de la corriente de fluidización. Debido a la naturaleza de los ensayos llevados a cabo en este estudio, el tiempo que tarde la corriente en atravesar esta instalación de humidificación debe ser lo menor posible. Es por ello que esta instalación ha sido construida de pequeño tamaño, 0.45 litros, y se introducen en ella 0.15 litros de agua.

El sistema se encuentra situado a la entrada del distribuidor del lecho, después de los caudalímetros, para evitar así posibles errores en las medidas de éstos derivados de pequeñas gotas de agua que pueden ser arrastradas por la corriente de aire cuando los caudales empleados son elevados.



**Figura 2.4.** Esquema de la instalación experimental empleada.

### 2.2 Adquisición de datos

La adquisición de datos se divide en dos clases de acuerdo a los ensayos realizados:

- Adquisición de datos de presión.
- Adquisición de datos de imágenes.

Esto da lugar a la necesidad de emplear dos técnicas experimentales no intrusivas bien conocidas y ampliamente utilizadas en el campo de los lechos fluidizados: el Análisis Digital de Imágenes (*DIA*) y el análisis de la señal de presión.

Para adquirir los datos, se emplea un entorno de programación que permite construir aplicaciones adaptadas a las necesidades de una determinada actividad desarrollado por *National Instruments*<sup>™</sup>: LabVIEW<sup>®</sup>. Esta herramienta permite automatizar medidas y datos de señal, controlar diferentes instrumentos, automatizar sistemas de pruebas y validación, y diseñar sistemas de monitorización y control embebidos [39]. Este software permite adquirir los datos de presión y los datos de imágenes simultáneamente o de forma individual.

En el caso particular de este estudio, debido a las necesidades de cada uno de los ensayos, los datos se han tomado de forma separada. El ensayo de la pérdida de carga del distribuidor se realiza sin partículas. Por el contrario, en el ensayo del mezclado de las partículas, el lecho debe estar lleno.

### 2.2.1 Adquisición de datos de presión

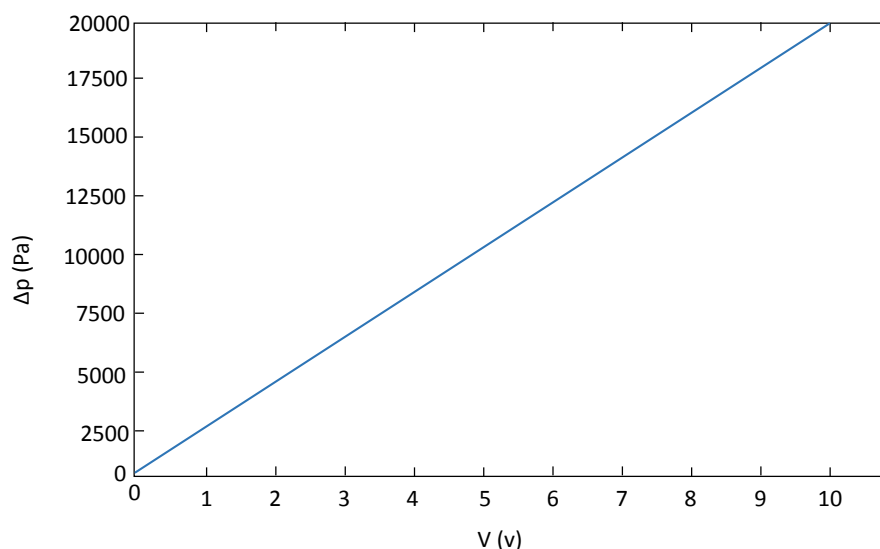
Para medir las fluctuaciones de presión dentro de cada cavidad del plenum se ha empleado un transductor de presión, modelo ELLISON, con un rango de medida de 0 a 200 milibares. El error producido durante la adquisición de las medidas está relacionado con el instrumento de medida empleado, concretamente con el rango de medidas del aparato. Este error depende del fondo de escala que posea, en este caso se trata del 1%. Así, se comete un error de medida de 2 milibares.

En realidad, el transductor no mide la presión en el interior de la cavidad, sino la diferencia de presión que existe entre la atmosférica y la presión dentro de la mitad del plenum. Es decir, el transductor mide presiones relativas o manométricas. Los transductores de presión están caracterizados por su función de transferencia. La función de transferencia es un modelo matemático que describe las características de transferencia de un sistema, subsistema o equipo, y la relación entre su entrada y su salida [40]. Cuando la función de transferencia opera en la entrada, se obtiene la salida.

La Ecuación 2.1 muestra la función de transferencia del sensor empleado.

$$\Delta P [Pa] = \frac{(200 \cdot 10^{-3} \cdot 10^5) [Pa]}{10 [V]} \cdot V[V] \quad (2.1)$$

Donde  $V$  es el valor de tensión medido por el transductor en voltios. Como se ha comentado, el rango de medida del sensor de presión es 200 mbar, en un intervalo de 0 a 10 V. Mediante la función de transferencia, los valores de tensión medidos por el transductor son transformados en valores de presión.



**Figura 2.5.** Función de transferencia del transductor de presión empleado.

El transductor de presión es conectado a las cámaras del plenum gracias a unos orificios situados en la parte trasera del plenum, como se explicó en la Sección 2.1. Esta conexión con el plenum se realiza a través de un pequeño conducto de silicona de 4 mm de diámetro. El transductor también se conecta a un ordenador para poder almacenar las medidas tomadas y así analizarlas posteriormente. Entre el ordenador y los transductores debe colocarse una tarjeta de adquisición de datos que permita adaptar la señal enviada por el transductor y poder ser visualizada en el ordenador. Un chasis, en el que la tarjeta se encuentra acoplada, la alimenta. Este chasis está conectado al ordenador, y transmite los datos captados por los transductores.

### 2.2.2 Adquisición de imágenes

Para grabar las imágenes, se ha utilizado una cámara de video, modelo Basler A650. Su frecuencia de grabación es de 100Hz. Es decir, se dispone de 100 imágenes por

segundo para poder analizar el ensayo. Esta frecuencia de adquisición es suficiente para el estudio del presente proyecto.

Para lograr una iluminación adecuada y uniforme de la parte anterior del lecho, se han empleado dos focos de 650 vatios. La adecuada situación de los focos permite lograr el contraste adecuado, necesario para luego poder tratar las imágenes adecuadamente.



## **3 PROCESO EXPERIMENTAL**

### 3.1 Pérdida de carga

El objetivo de este ensayo es comprobar si la instalación puede ser empleada en estudios dónde la entrada de aire por cada cámara deba ser la misma, como es el caso de éste.

Como se ha comentado en la Sección 2.1, el plenum está dividido en dos debido a que la instalación fue acondicionada para realizar una serie de experimentos relacionados con la distinta entrada de caudal por cada una de las partes del distribuidor al lecho. Para poder realizar este estudio correctamente, es necesario que la entrada del aire a través del distribuidor al lecho se produzca de igual forma a como se produciría si el plenum no estuviera dividido, como si fuese una única cámara. Por ello, se debe conocer previamente cual es la pérdida de carga sufrida por la corriente al atravesar cada cámara y su evolución.

Para que los ensayos realizados en este proyecto sean válidos, debe prestarse atención a dos fenómenos:

- El valor de la pérdida de carga que sufre la corriente de aire al atravesar el plato distribuidor de cada una de las cámaras.
- Que esa pérdida de carga sea la misma para ambas cámaras, signo de que han sido adecuadamente construidas.

Respecto al primer fenómeno, el plato distribuidor debe garantizar la distribución uniforme del caudal a lo largo del lecho [41]. Para ello, la pérdida de carga debe ser suficientemente elevada. Una distribución no uniforme da lugar a la aparición de relaciones de conversión en reacciones pobres, formación de zonas muertas, y en el caso de emplear sólidos pegajosos o cohesivos, problemas de aglomeración y de defluidización del lecho. Muchos autores han estudiado este fenómeno [42]. La mayoría

de estos estudios se centra en la relación entre la pérdida de carga del plato distribuidor  $\Delta P_{distribuidor}$ , y la pérdida de carga a lo largo del lecho  $\Delta P_{lecho}$ :

$$R = \frac{\Delta P_{distribuidor}}{\Delta P_{lecho}} \quad (3.1)$$

Algunos autores han asumido que R debe tener un valor mayor que 0.3 para garantizar una distribución uniforme de la velocidad [43].

La caída de presión a través del distribuidor es una función de la velocidad al cuadrado. Puede ser calculada empleando la teoría de orificios:

$$\Delta P_{distribuidor} = \frac{\rho_g \cdot U_h^2}{2 \cdot C_D^2} \quad (3.2)$$

Donde  $C_D$  y  $U_h$  son respectivamente el coeficiente de descarga del orificio y la velocidad superficial de la corriente en los orificios. El coeficiente de descarga es estimado mediante correlaciones o medido experimentalmente. Por su parte, la velocidad superficial de la corriente en los orificios puede ser calculada según la Ecuación 3.3:

$$U_h = \left(\frac{4}{\pi}\right) \cdot \left(\frac{1}{N_h \cdot d_h^2}\right) \cdot U_o \quad (3.3)$$

Donde  $N_h$ ,  $d_h$  y  $U_o$  son respectivamente el número de orificios por unidad de área del distribuidor, el diámetro de los orificios y la velocidad superficial del aire pasando a través del plato distribuidor.

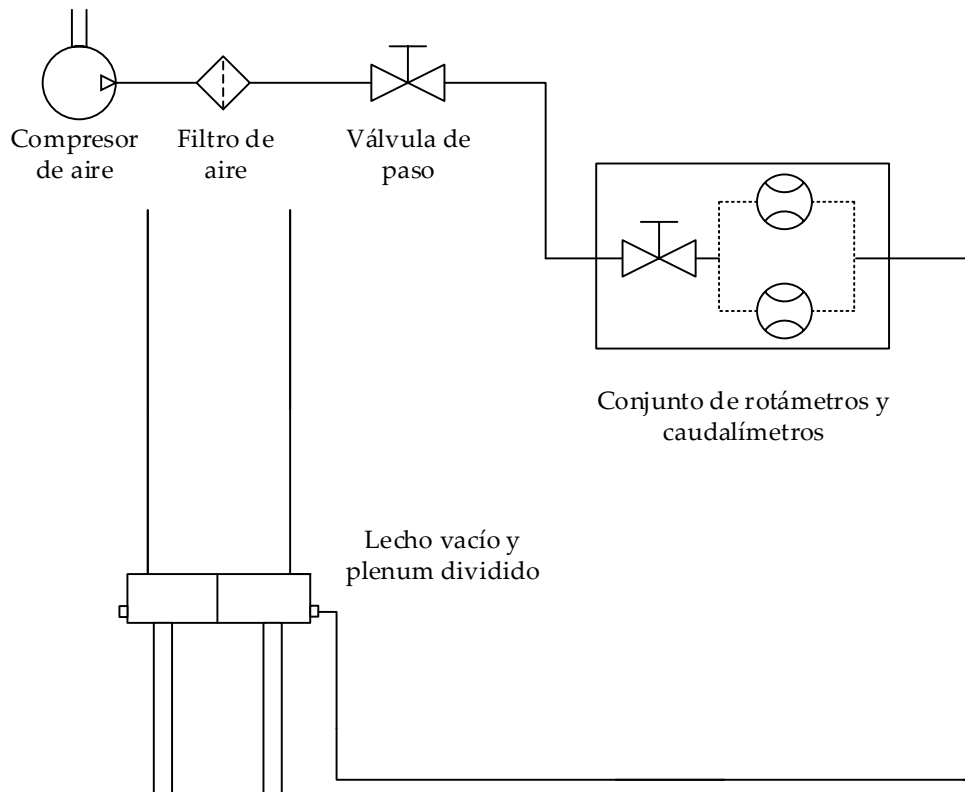
En cuanto al segundo fenómeno, debe tenerse en cuenta la arquitectura de esta instalación, Figura 3.1. En un circuito de aire comprimido que se bifurca, como el de esta

instalación antes de entrar al plenum, circulará mayor cantidad de aire por aquella rama del circuito por la cual la pérdida de carga experimentada por la corriente resulta ser menor. Por ello, en el caso de esta instalación, si alguna de las cavidades presenta una pérdida de carga menor, provocará que por ella pase una mayor cantidad de aire que por la otra, haciendo que el caudal no se distribuya equitativamente entre las dos cámaras del plenum.

En definitiva, si el valor de la pérdida de carga es el mismo para ambas cámaras, el hecho de que el plenum esté dividido no influye en los resultados de los ensayos posteriores. Además, si esta pérdida de carga es suficientemente elevada, se garantiza que los resultados obtenidos son válidos.

#### **3.1.1 Descripción del ensayo y adquisición de las medidas**

Para cada una de las tandas de medidas tomadas, el lecho se encuentra completamente vacío, sin partículas. La medida del incremento de presión en el interior de cada cámara del plenum se ha realizado por separado, introduciendo por ambas el mismo caudal de aire.



**Figura 3.1.** Esquema de la instalación empleada en el ensayo de la pérdida de carga del distribuidor.

Se conecta el lecho, la red de alimentación, y los caudalímetros y rotámetros de forma adecuada, como se indica en la Figura 3.1. El transductor de presión es conectado a las cámaras del plenum como se ha explicado en la Sección 2.2.1.

Se ajusta el caudal, y se introduce por una cavidad. Entonces, con el transductor, se mide la presión. Sin variar el caudal, se cambia el sensor y la tubería para medir la otra cámara. Una vez medida, se vuelve a ajustar el caudal y se repite el proceso.

El rango de caudales empleado comienza en  $20 \text{ l/min}$ , y termina en  $140 \text{ l/min}$ . De forma que, por todo el lecho (ambas cámaras), el rango es el doble, comienza en  $40 \text{ l/min}$ , y termina en  $280 \text{ l/min}$ . Este conjunto de puntos es suficiente como para poder ajustar la función obtenida, que depende de la velocidad al cuadrado.

Se ha elegido una frecuencia de medida del transductor de 2000Hz. El tiempo de medida es 1 minuto, tiempo suficiente como para que cualquier perturbación producida durante la medición sea adsorbida. Los datos son almacenados en el ordenador en un fichero *.lvm*, para ser posteriormente tratados.

#### 3.1.2 Tratamiento de las medidas

En este ensayo se hace uso de una técnica experimental no intrusiva, el análisis de la señal de presión. El análisis de la señal de frecuencia y de tiempo de la presión del gas medida en el lecho o en su plenum es ampliamente utilizado tanto en investigación como en la industria para caracterizar y monitorizar la dinámica de los sistemas de lechos fluidizados. Permite obtener una gran cantidad de información. Existen numerosos estudios en este campo [44, 45].

El tratamiento de las medidas se realiza mediante un programa elaborado en la herramienta de software matemática MATLAB®. Se lee el fichero *.lvm* donde se almacenan los datos tomados y se calcula la diferencia de presión que existe en cada cavidad respecto a la atmosférica. En el Anexo A.1 Pérdida de carga del distribuidor, aparece el código adecuadamente comentado. Los resultados obtenidos se presentan en el capítulo 4.1.

## 3.2 Proceso de mezclado

### 3.2.1 Preparación del ensayo

Mediante este ensayo se pretende estudiar el mezclado de partículas de diferentes tamaños para distintas velocidades de la corriente, y hallar posibles relaciones, patrones, fases y tiempos de este proceso.

En primer lugar, las partículas deben pintarse para poder ser diferenciadas por la cámara. Este proceso de pintado se ha llevado a cabo en varios pasos:

- Primero, las esferas de vidrio son pintadas en unos recipientes empleados exclusivamente para ello, la mitad de la cantidad de color negro, y la otra mitad de color blanco.
- A continuación se dejan secar durante 24 horas. Así se garantiza que todas las partículas se han secado completamente.
- Por último, las partículas al secarse pueden quedar apelmazadas unas con otras, de forma que los ensayos no pueden llevarse a cabo correctamente. Para evitarlo, las partículas se introducen en el lecho en el que después se van a realizar los ensayos. Se deja funcionando el lecho durante 30 minutos. Transcurrido este periodo de tiempo, se sacan las partículas del lecho. De esta forma, las esferas ya no están apelmazadas.

Una vez llevado a cabo un ensayo, las partículas se encuentran mezcladas. No es posible separar las partículas de un color y de otro. Por ello, se dividen en dos mitades iguales y se vuelve a pintar cada mitad de un color distinto. Es decir, las partículas son sometidas a varios ciclos de pintado cada vez que son ensayadas.

Antes de realizar los ensayos, debe comprobarse que el pintado de las partículas es válido. Para garantizar que, en el lecho fluidizado, el comportamiento de flujo de las partículas pintadas es el mismo que el de ellas sin pintar, se debe prestar especial cuidado a tres propiedades del material a fluidizar: **la forma, la densidad y el tamaño** [46]. Para analizar como varían estas propiedades tras el proceso de pintado, se han llevado a cabo tres procesos.

#### *Tamizadora*

Mediante en proceso de tamizado, se comprueba que las partículas pintadas empleadas en los ensayos tienen un tamaño que se encuentra dentro del intervalo dado por el fabricante La tamizadora empleada es una tamizadora circular vibratoria.

Se colocan 2 tamices de acuerdo al tamaño de las partículas, un tamiz con una luz mayor y otro con una luz menor. Las partículas que quedan retenidas en el tamiz de menor luz son las adecuadas. El resto de partículas son desechadas.

Este proceso es repetido cada vez que se ha pintado una tanda de partículas, tanto como si son partículas nuevas como si han sido pintadas anteriormente.

#### *Microscopio de Barrido Electrónico (SEM)*

La forma de las partículas una vez pintadas se ha comprobado mediante un microscopio de barrido electrónico.

El microscopio de barrido electrónico empleado se encuentra en los laboratorios de Ingeniería de Materiales de la Universidad Carlos III de Madrid.

Gracias a estos instrumentos puede conocerse una gran cantidad de información de la superficie de la muestra que se esté analizando, como su composición y topografía. Su funcionamiento consiste en barrer un haz de electrones sobre la superficie que se



desea examinar. Los electrones interactúan con la superficie, y se producen varias señales que pueden ser detectadas [47], [48]. Cada señal permite llevar a cabo una técnica de análisis diferente.

En este caso, para obtener la información deseada, se han empleado dos técnicas de análisis [49]:

- **Secondary Electrons (SE):** permite conocer información sobre la topografía de la superficie. Se captan electrones emitidos de la parte externa de los átomos de la muestra.
- **Back-Scattered Electron (BSE):** permite conocer información acerca de la composición de la muestra. Se captan electrones emitidos por colisiones elásticas con el núcleo de los átomos.

Antes de realizar cada medida, es necesario preparar las muestras. Deben colocarse cada una de ellas en un chasis para que puedan ser introducidas dentro del microscopio. Además, deben ser conductoras. Al tratarse de esferas de vidrio, hay que recubrirlas. Para ello se emplea la técnica de Sputtering, mediante la que se ha depositado una capa de oro sobre las superficies de las muestras.

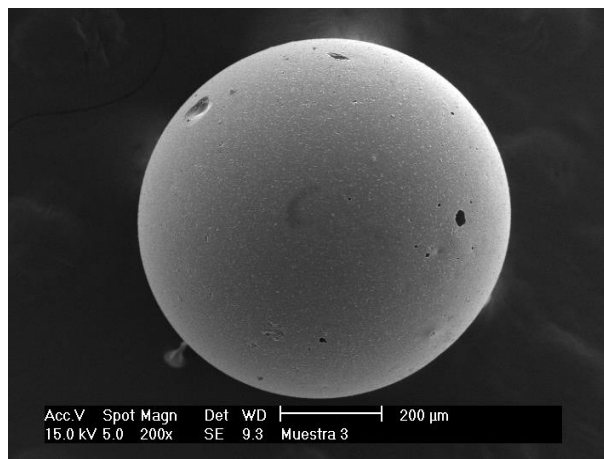
Se han analizado varias muestras, todas ellas para las partículas medianas, de tamaño  $d_p = 0.6-0.8$  mm, por considerarse los resultados obtenidos para estas partículas válidos para las partículas de tamaños  $d_p = 0.4-0.6$  mm y  $d_p = 1.0-1.3$  mm.

<b>Muestra 1</b>	Partículas sin haber sido pintadas.
<b>Muestra 2</b>	Partículas pintadas de negro una sola vez, tras una única mano de pintura.
<b>Muestra 3</b>	Partículas blancas pintadas varias veces
<b>Muestra 4</b>	Partículas negras pintadas varias veces.

**Tabla 3.1.** Muestras analizadas en el microscopio de barrio electrónico (SEM).

En la Tabla 3.1 se indican las diferentes muestras. Se han analizado estas cuatro muestras de partículas pintadas para obtener un perfil fidedigno de cada uno de los estados por los que pasan las partículas durante los diferentes ciclos de pintado, y comprobar como el pintado puede afectar a las esferas.

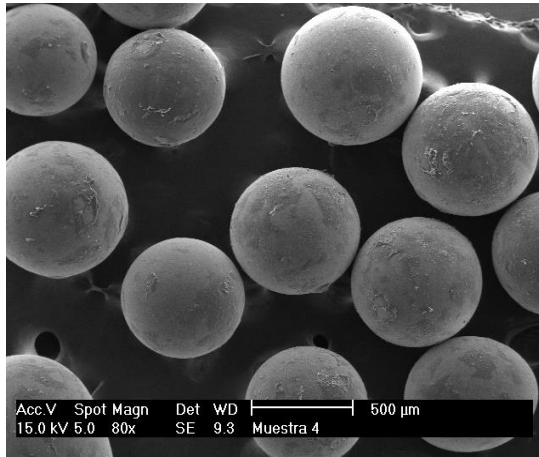
- Muestra 1



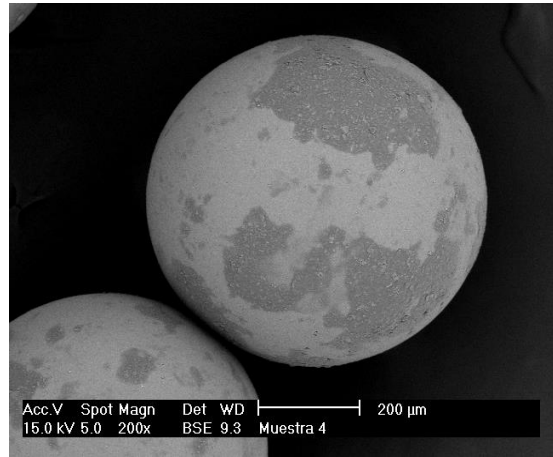
**Figura 3.2.** Partícula que nunca ha sido pintada analizada con el sensor SE.

La Figura 3.2 muestra una partícula característica tanto en tamaño como en forma de ese tipo de partículas. En ella se aprecian los defectos que posee la partícula sin pintar, por su propia fabricación. No es necesario emplear el sensor BSE para conocer la composición de su superficie. No está pintada, su superficie es vidrio.

- Muestra 2



**Figura 3.3.** Partículas negras pintadas una vez analizadas con el detector SE.



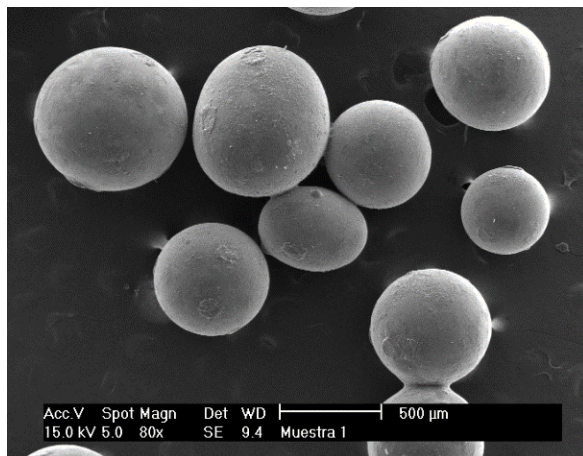
**Figura 3.4.** Partícula negra pintada una vez analizada con el detector BSE.

Observando la Figura 3.2 y la Figura 3.3 se pone de manifiesto como los defectos introducidos por el pintado de las partículas son del orden de los propios defectos de las partículas sin pintar.

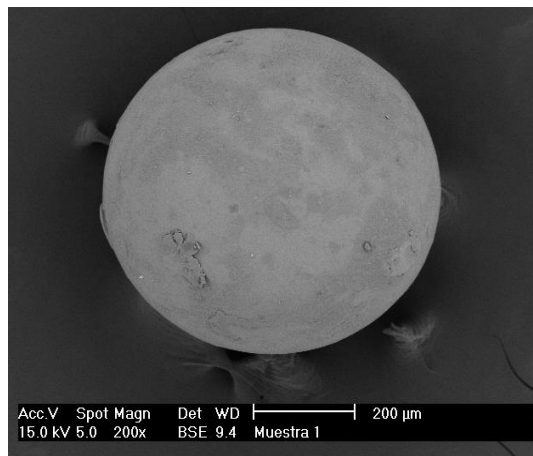
La Figura 3.4 muestra cómo la calidad de pintado obtenido es bastante mala. Grandes áreas de la superficie de las partículas no están cubiertas de pintura, o si lo están, no de forma continua.

A simple vista las partículas parecen pintadas adecuadamente. Sin embargo, en el caso de emplear estas esferas en los experimentos, la cámara presenta dificultades para diferenciar unas partículas de un color de las del otro. Por ello, la primera vez que son pintadas, resulta necesario aplicar otra capa de pintura. De esa forma se logra que la superficie de las esferas esté recubierta de pintura de forma homogénea.

- Muestra 3

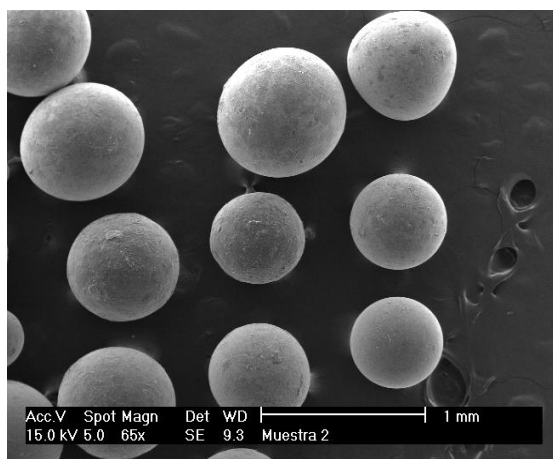


**Figura 3.5.** Partículas blancas pintadas varias veces analizadas con el detector SE.

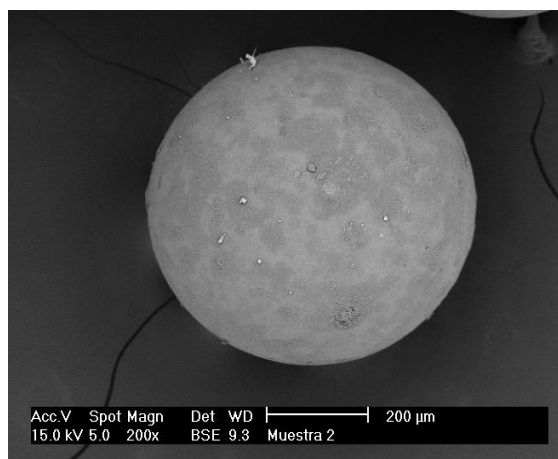


**Figura 3.6.** Partícula blanca pintada varias veces analizada con el detector BSE.

- Muestra 4



**Figura 3.7:** Partículas negras pintadas varias veces analizadas con el detector SE.



**Figura 3.8:** Partícula negra pintada varias veces analizada con el detector BSE.

Tanto la Figura 3.5 como la Figura 3.7 muestran los defectos producidos en la superficie de las partículas debido a que han sido pintadas varias veces. Estas figuras permiten comprobar como el hecho de que las partículas estén pintadas de color blanco o de color negro no afecta a su forma. Además, comparando las Figuras 3.3, 3.5 y 3.7 se observa como el hecho de que las esferas sean pintadas una vez o más de una vez no implica un aumento del número de defectos ni tampoco de su tamaño.

En la Figura 3.6 y la Figura 3.8 se muestra la composición de las capas exteriores. Comparando las dos, se aprecia como en ambos casos la superficie se encuentra pintada de forma homogénea. El pintado logrado es de suficiente calidad, a diferencia de lo que ocurre con la muestra 2. La cámara ya no presenta dificultades para diferenciar las partículas de un color y de otro.

A través del análisis de estas cuatro muestras, puede afirmarse entonces que las variaciones producidas en la superficie de las partículas debido al pintado no afecta significativamente a su forma.

#### ***Velocidad de mínima fluidización***

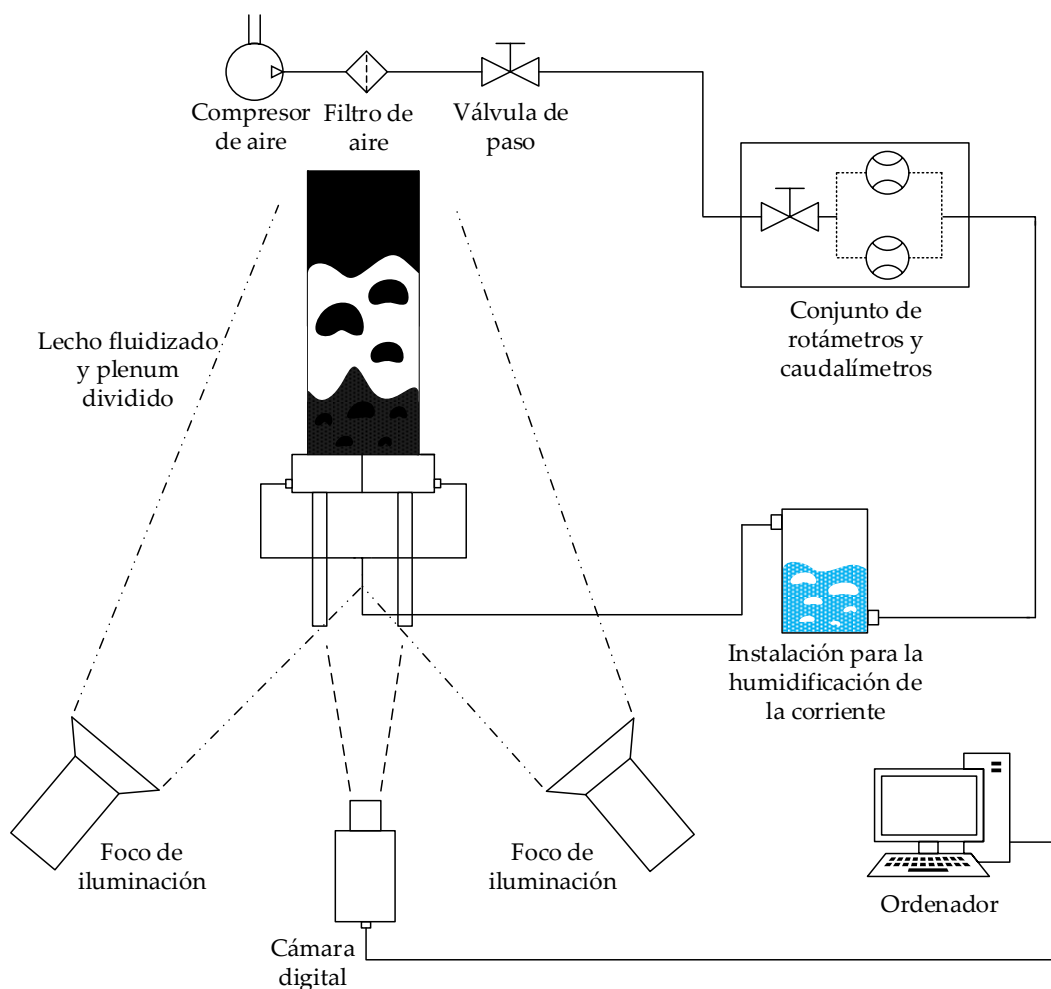
Respecto a la densidad, resulta difícil determinar cómo se ve afectada debido a la capa de pintura. Una vez que se ha constatado que el tamaño y la forma de las esferas no se han visto alterados por el pintado, se puede comprobar que la densidad del material del lecho no ha variado significativamente a través de la velocidad de mínima fluidización.

De esta forma, antes de realizar los experimentos las partículas fueron introducidas nuevamente en el lecho para comprobar que la velocidad de mínima fluidización se correspondía con la de la bibliografía. Esta no varía significativamente, por lo que se puede sostener que la densidad de las partículas tampoco se ha visto significativamente afectada por el pintado.

Por todo lo anterior, puede concluirse que el hecho de que las esferas hayan sido pintadas no presenta efecto sobre los resultados de los experimentos posteriores realizados con ellas.

#### **3.2.2 Descripción del ensayo y adquisición de las imágenes**

Lo primero que debe hacerse antes de llevar a cabo estos ensayos es colocar los focos y la cámara de forma adecuada.

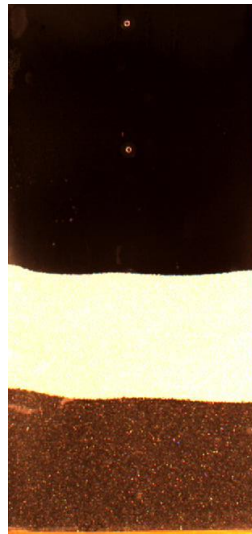


**Figura 3.9.** Esquema de la instalación empleada en el ensayo del proceso de mezclado.

La colocación de la cámara se elige de forma que se capte toda la información del proceso que se lleva a cabo en el lecho y la mínima información de los alrededores, para maximizar la definición de las capturas. La cámara se conecta a un ordenador, y se sincroniza con el software LabVIEW®. Así, las imágenes captadas son almacenadas en el disco duro para ser posteriormente procesadas.

La función de los focos es la de lograr que las imágenes capturadas por la cámara tengan el suficiente contraste como para que luego puedan ser tratadas adecuadamente. Se presta especial cuidado a colocarlos de modo que el lecho quede uniformemente iluminado, sin reflejos que afecten negativamente a la calidad de las imágenes tomadas.

Se conecta el lecho y la red de alimentación como se indica en la Figura 3.9.



**Figura 3.10.** Ejemplo de imagen tomada por la cámara tras haber sido ajustada adecuadamente antes de comenzar el ensayo.

Debido a la objetivo perseguido en los estos ensayos, se debe ser cuidadoso con la precisión de la velocidad de fluidización. Se debe garantizar que para un tiempo  $t = 0$  *segundos* comienza a introducirse en el lecho el aire a la velocidad para la que se realizando el ensayo, asegurando así la validez y precisión de las medidas. Para ello, antes de comenzar cada ensayo se ajusta perfectamente el caudal que entra al lecho con el conjunto de rotámetros/caudalímetros de distinta escala.

Después se introducen las partículas en el lecho. Primero las partículas de un color y a continuación las del otro (Figura 3.10). El orden de carga de las partículas no afecta al resultado final, como se explica en la Sección 1.4.5. En ese momento, se introduce el aire y se toman las imágenes.

Cuando se ha realizado un ensayo, el lecho se vacía. A continuación, se vuelven a introducir por la parte superior las partículas para repetir el proceso con una velocidad de gas distinta.



Se van a ensayar tres tamaños de partículas para tres velocidades diferentes ( $2U_{mf}$ ,  $2.5U_{mf}$  y  $3U_{mf}$ ). La Tabla 3.2 recoge las velocidades superficiales por tipo de partícula ensayada en m/s.

Tipo de partícula	$U_{mf}$ (m/s)	$2 U_{mf}$ (m/s)	$2.5 U_{mf}$ (m/s)	$3 U_{mf}$ (m/s)
0.4-0.6	0.27	0.54	0.675	1.34
0.6-0.8	0.44	0.88	1.1	1.675
1.0-1.3	0.67	1.34	1.675	2.01

**Tabla 3.2.** Velocidades para cada uno de los ensayos realizados según el tipo de partícula empleada.

### 3.2.3 Post-procesado de las imágenes

En este proyecto se emplea una técnica experimental no intrusiva, el análisis digital de imágenes. Esta técnica es aplicada a imágenes adquiridas con una cámara digital CCD (dispositivos de carga acoplada), que tenga acceso óptico al interior del lecho. Así, se capturan imágenes de la parte frontal del lecho mientras se produce la fluidización. La opacidad de las partículas de fluidización limita en análisis a dos dimensiones. Las imágenes captan información sobre la superficie del lecho y sobre el interior de las burbujas.

Esta técnica tiene la gran ventaja de permitir identificar las dos fases de un lecho fluidizado: las burbujas libres de partículas cuya fracción de vacío  $\epsilon$  es igual a 1, y la fase densa cuya fracción de vacío se aproxima a la de las condiciones de mínima fluidización,  $\epsilon_{mf}$ . Permite además conocer una gran cantidad de propiedades de las burbujas tales como la posición y la velocidad de su centroide y su diámetro equivalente.

El post-procesado de las imágenes se realiza mediante un programa elaborado en la herramienta de software matemática MATLAB®. Se procesan las imágenes que han sido almacenadas durante la realización de los ensayos y se calcula el índice de mezclado definido en la Sección 1.4.5. En el Anexo A.2 Proceso de Mezclado se ha incluido el código utilizado adecuadamente comentado. Los resultados obtenidos se presentan en la Sección 4.2.



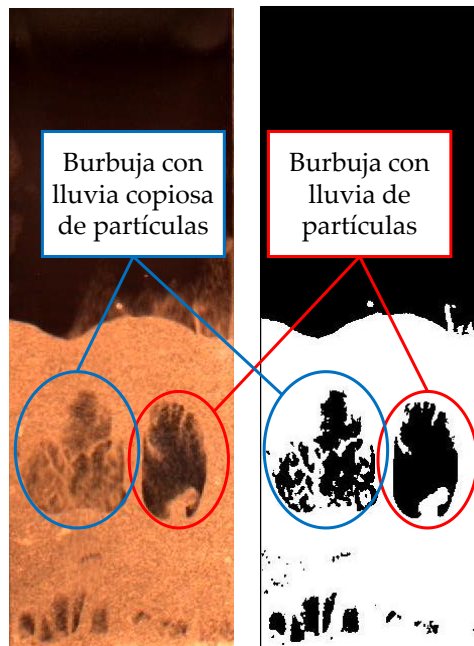
**Figura 3.11.** Captura de la situación inicial de los ensayos realizados en este proyecto convertida en imagen binaria.

En este proyecto, las imágenes grabadas se basan en el modelo de colores RGB. El proceso de identificación de las fases definidas anteriormente no es directo. Primero, se transforman las imágenes en escala de grises. Después, se transforman en blanco y negro o en imagen binaria a través del threshold. El threshold se calcula de forma que se optimice la identificación de las fases. Posteriormente se calcula el índice de mezclado desarrollado.

Este índice se comporta de la siguiente forma a la hora de ser aplicado en los procesos de mezclado de este proyecto. Inicialmente se parte de un estado totalmente segregado como muestra la Figura 3.10. A medida que el proceso avanza, van apareciendo zonas que son de un color intermedio entre negro y blanco. Gracias al

threshold, estas zonas son reconocidas como píxeles blancos. Por tanto, el área de píxeles blancos va aumentando y el de negros va disminuyendo. Una vez completado el proceso, el área de píxeles blancos debería coincidir con el área de píxeles inicial para que el índice de mezclado valiese 1. Sin embargo, resulta ser mayor, y además se producen fluctuaciones notables en su valor durante toda la duración de los ensayos. También resulta llamativo que el valor del índice de mezclado para la situación inicial debería ser 0.5, y no siempre es así. La causa de esto radica en que el método no contempla los siguientes fenómenos:

- Durante la fluidización, la burbuja en su ascenso provoca una lluvia de partículas en su interior, que puede ser cuantiosa. Aparece un problema de reconocimiento en las imágenes. El algoritmo que se ha desarrollado a veces no es capaz de detectar que las partículas que caen dentro de las burbujas no pertenecen realmente a lo que se ha definido como fase densa, de forma que el número total de píxeles aumenta de forma errónea. Esto sucede hasta tal punto que se supera el número inicial total de píxeles, teóricamente no superable. De esta forma, cuando el proceso de mezclado se ha completado, en todos los ensayos analizados el valor del índice de mezclado es superior a 1. Este fenómeno es también responsable de las fluctuaciones bruscas. Se produce un aumento súbito del número de píxeles de color blanco por el paso de una burbuja, de forma que el índice de mezclado toma un valor alejado del teórico o del esperado.



**Figura 3.12.** Ejemplo de lluvia de partículas originada dentro de las burbujas.

La Figura 3.12 muestra un ejemplo de este fenómeno. En la imagen de la izquierda aparecen dos burbujas diferenciadas. Una de ellas posee una lluvia de partículas mucho mayor que la otra. Una vez tratada la imagen y convertida en imagen binaria, parte de la burbuja que posee una lluvia de partículas muy copiosa es considerada como fase densa de forma errónea. Sin embargo, la demás se detectan adecuadamente.

- En la situación inicial debe haber la mitad de partículas negras y la mitad de blancas. Sin embargo, por el propio procedimiento a la hora de introducirlas en el lecho, no ocupan exactamente la misma superficie, lo que origina que para la situación inicial el índice de mezclado no sea de 0.5.

A pesar de esto, el método sigue siendo perfectamente válido. Lo verdaderamente importante es la evolución del número de píxeles blancos en la imagen, es decir, en qué momento la tendencia del valor del índice de mezclado se estabiliza, signo de que el número de píxeles ya no aumenta, y de que el proceso de mezclado ha

finalizado. Esta tendencia se explica con claridad en la Sección 4.2, donde se exponen los resultados obtenidos para todos los ensayos llevados a cabo.



## 4 RESULTADOS

### 4.1 Pérdida de carga del distribuidor

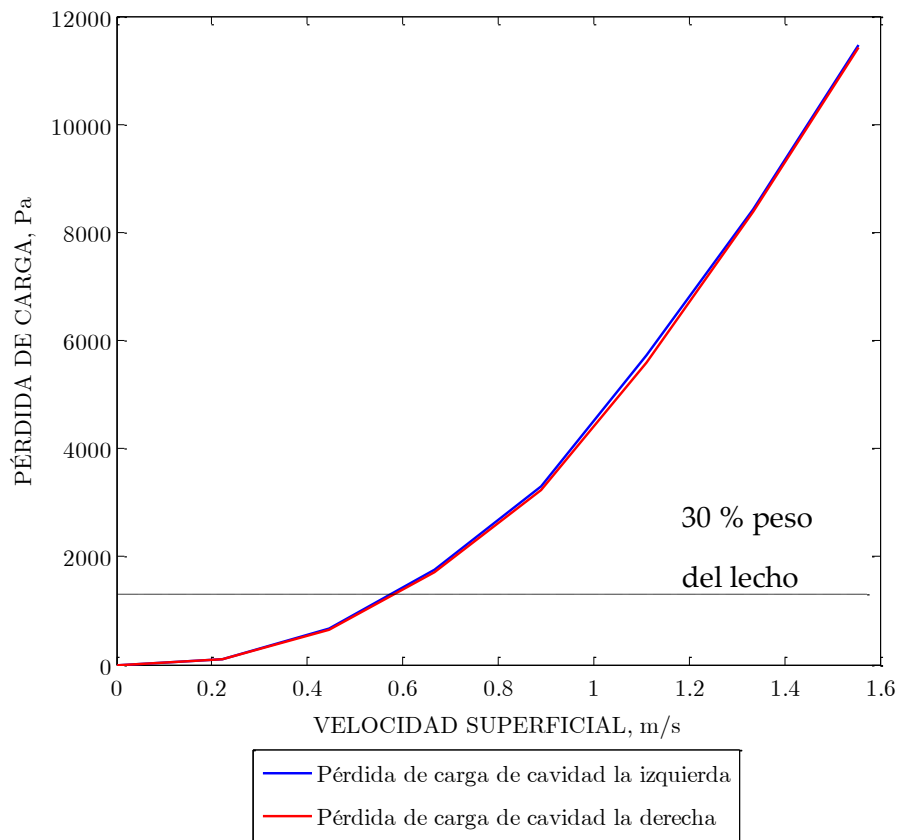
Durante la realización de este ensayo, se considera que a la salida de los orificios del plato distribuidor, cuando la corriente ha abandonado el plenum, la presión estática es la atmosférica, e igual a la que se encuentra el transductor fuera del lecho. Como ya se ha comentado en la Sección 2.2.1, el transductor mide presiones relativas o manométricas, es decir, la diferencia entre la presión que hay en el laboratorio y la del interior de la cavidad. De esta forma, el valor del incremento de presión que proporciona el transductor es efectivamente la pérdida de carga experimentada por la corriente de aire al atravesar el plato distribuidor.

En la Sección 3.1 se explica cómo han sido recogidas las medidas de las pérdidas de carga de cada una de las mitades del plenum y cuál ha sido su tratamiento para finalmente obtener valores de presión que pueden ser analizados y con ellos, sacar conclusiones.

Este tratamiento se ha realizado mediante un script desarrollado en el software matemático MATLAB®, cuyo código se encuentra en el Anexo A.1 Pérdida de carga del distribuidor adecuadamente comentado.



PÉRDIDA DE CARGA DE CADA CAVIDAD FRENTE A LA VELOCIDAD SUPERFICIAL



**Figura 4.1.** Figura donde se representa la pérdida de carga de cada cavidad frente a la velocidad de la corriente que circula por cada mitad del plenum.

En la Figura 4.1 se representa en el eje de abscisas la velocidad en m/s del caudal que circula por la cavidad. En el eje de ordenadas está representado el valor medido por el transductor de presión en Pascales.

Evidentemente, a medida que aumenta el caudal, que depende de la velocidad, que circula por cada cavidad del plenum, la pérdida de carga aumenta. Como se ha explicado en la Sección 3.1, la pérdida de carga a través del plato distribuidor es una función que depende de la velocidad al cuadrado, algo que se comprueba en los resultados obtenidos.

Existen dos fenómenos que deben analizarse para poder así garantizar que los ensayos posteriores sobre el mezclado son válidos.

Uno de ellos consiste en que el valor de la pérdida de carga para cada cámara sea el mismo. Las diferencias que existen entre una y otra medidas para los diferentes caudales resultan ser despreciables. Por lo tanto, las cámaras se encuentran bien construidas, y la circunstancia de que el plenum se encuentre dividido no afecta a la realización de estos ensayos.

El otro fenómeno consiste en que la pérdida de carga a través del distribuidor debe ser suficientemente grande para garantizar una distribución uniforme del caudal a lo largo del lecho. Como se ha comentado en la Sección 3.1, esta pérdida de carga a través del distribuidor debe ser superior al 30% de la pérdida de carga a lo largo del lecho, es decir, el 30% del peso del material del lecho [43]. De acuerdo a la relación  $R$  definida en la Ecuación 3.1, para las partículas de menor tamaño ( $d_p = 0.4\text{-}0.6\text{ mm}$ ) no cumplen esta condición las velocidades de  $2 U_{mf}$  y  $2.5 U_{mf}$ , ya que la velocidad de mínima fluidización de las partículas pequeñas es muy baja.

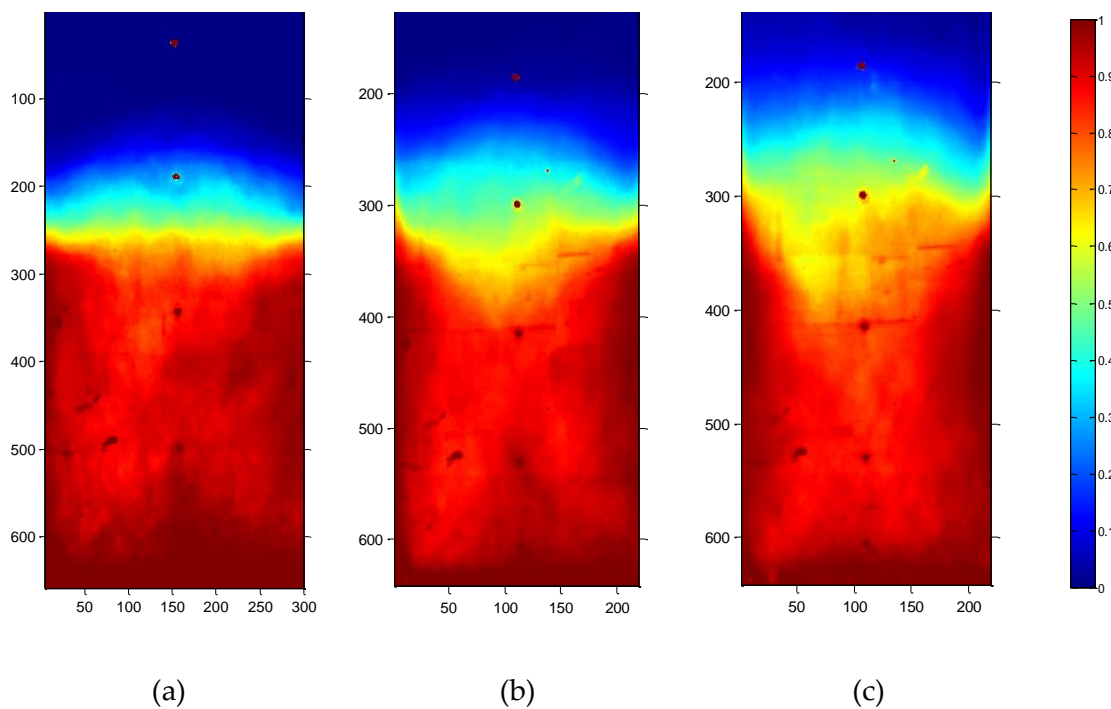
Por lo tanto, es necesario aumentar la pérdida de carga que sufre la corriente al atravesar el plenum de algún modo, de forma que el aire se distribuya uniformemente. Para ello se ha colocado una malla en el interior del plenum, justo antes de los orificios. El incremento de la pérdida de carga depende de la luz de la malla.

La colocación de la malla trae consigo la necesidad de volver a caracterizar cada una de las cámaras del plenum para comprobar que la pérdida de carga por cada una de ellas es la misma, es decir, que están bien construidas, de forma que el caudal se reparte entre ellas de forma equitativa.

En lugar de volver a medir la pérdida de carga en cada una de las cámaras, la validez de los experimentos realizados se ha comprobado analizando la distribución homogénea de burbujas mediante un script en MATLAB®. Este script suma la intensidad del mismo pixel de cada imagen una vez el proceso de mezclado ha finalizado. No se

tienen en cuenta las imágenes iniciales, en las que el proceso de mezclado se está llevando a cabo, porque falsearían el resultado final de la suma acumulada de cada pixel. Al transformar las imágenes a binario, las burbujas son de color negro, de forma que su intensidad es nula, y sus pixeles tienen un valor de 0. Por el contrario, la fase densa es de color blanco, por lo que sus pixeles tienen un valor de 1.

Así, si una de las cavidades somete a la corriente a una pérdida de carga menor, pasará a través de ella más aire, originando la aparición de más burbujas. El resultado es que por esa zona la suma de los pixeles de cada una de las imágenes será menor que por la otra. Por el contrario, si ambas cavidades tienen la misma pérdida de carga, pasará una cantidad de burbujas similar.



**Figura 4.2.** Suma de cada una de las capturas una vez que se ha producido el mezclado para las tres velocidades ensayadas para el tamaño de partícula menor,  $d_p = 0.4-0.6$  mm.

La Figura 4.2 muestra los resultados para los ensayos a diferentes velocidades. La figura 4.2 (a) representa el ensayo para una velocidad de  $2U_{mf}$ , la Figura 4.2 (b) para

una velocidad de  $2.5U_{mf}$  y la Figura 4.2 (c) para una velocidad de  $3 U_{mf}$ . Se observa como para los tres casos, los perfiles de intensidad del lecho son bastante simétricos respecto a la vertical. Puede asumirse que la colocación de la malla no implica una variación en la pérdida de carga de cada cavidad, y el caudal se reparte equitativamente entre las dos cámaras del plenum.

### 4.2 Proceso de mezclado

Para cada uno de los ensayos llevados a cabo, se han comparado los resultados obtenidos a través del tratamiento de las imágenes, y se ha observado un denominador común para todos ellos como el descrito en la Figura 4.3. En dicha figura se representa el índice de mezclado calculado según la Ecuación 1.11 frente al tiempo.

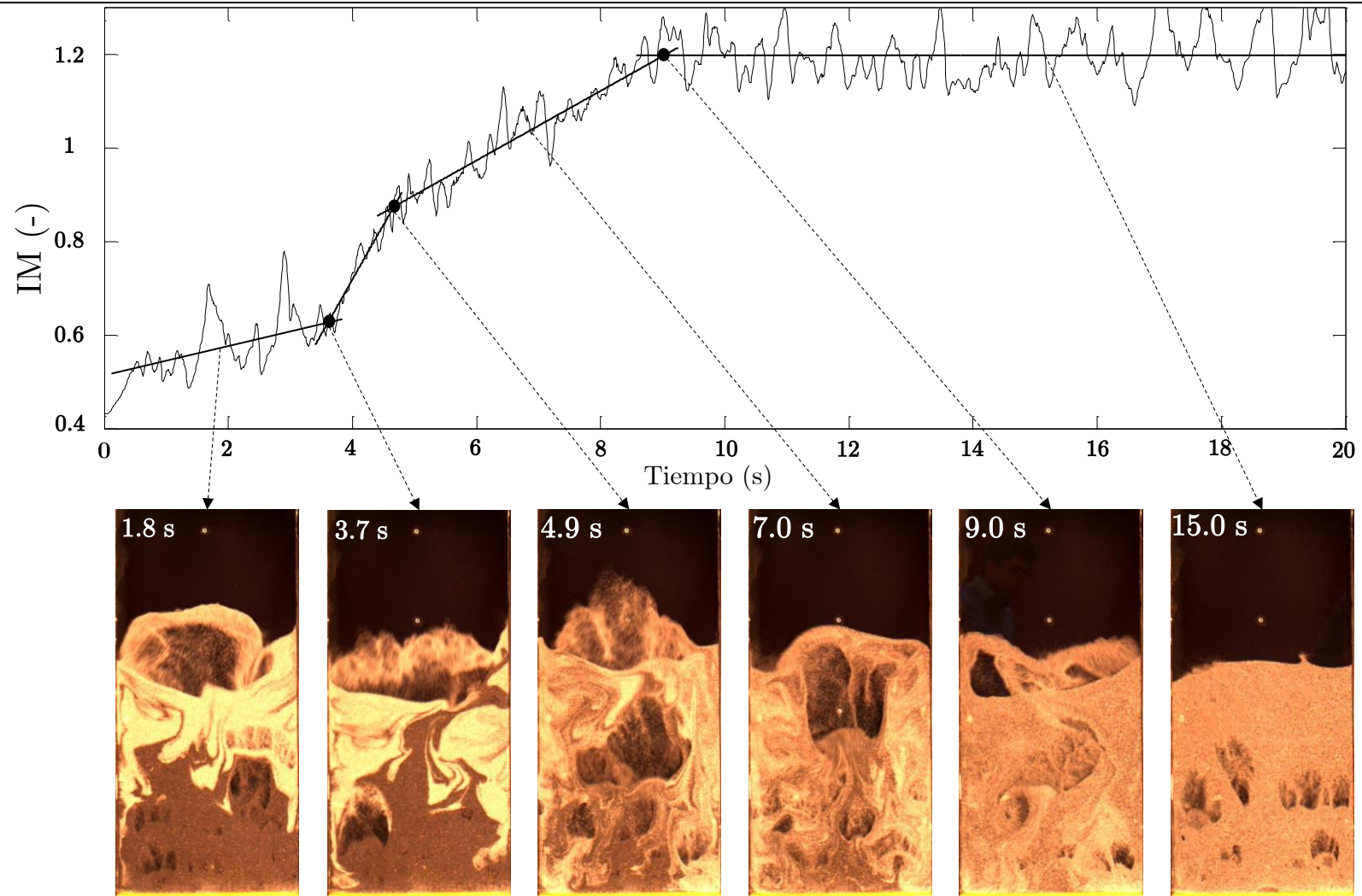
Una vez abierto el aire, comienza a entrar caudal en el lecho, y éste se expande. A continuación, se inicia el proceso de mezclado. Como se ha explicado en la Sección 1.4.4, las burbujas son las responsables del mezclado. Arrastran una estela de partícula hacia la superficie del lecho. De esta forma, partículas situadas en la parte inferior son desplazadas hacia zonas superiores, y otras partículas pasan a ocupar regiones donde antes había burbujas.

Se ha observado como el proceso inicial es lento en comparación con el resto del mezclado. La tendencia del índice de mezclado en esta zona inicial tiene una pendiente baja en comparación con el resto del proceso. De repente, la pendiente aumenta bruscamente, lo que físicamente significa que el proceso de mezclado se acelera. Esto marca el comienzo de un nuevo tramo. Observando las capturas tomadas, esto sucede en el momento en el que una cantidad considerable de partículas situadas inicialmente en la parte inferior han alcanzado la parte superior, y viceversa. Visualmente, el material del lecho al principio situado en la parte superior está dividido en dos mitades, separadas por una franja de partículas del color originalmente situado en la parte inferior. Durante este tramo se produce un mezclado a nivel global. Una vez finalizado, hay zonas de color negro y zonas de color blanco por toda la imagen, distribuidas de forma equitativa. Sin embargo, el mezclado aún no ha terminado. Existen aún grupos de partículas de cada color. El proceso se vuelve a ralentizar, la pendiente del índice disminuye. En este tramo se produce un mezclado final a nivel local. Los pequeños grupos de partículas de cada color que existían al comienzo terminan por desaparecer.

#### 4. RESULTADOS

---

En su lugar se tiene un conjunto de partículas en el que no puede distinguirse los colores iniciales. El proceso de mezclado ha finalizado.



**Figura 4.3.** Descripción de cada uno de los tramos del proceso de mezclado observados en los ensayos de este estudio (caso:  $d_p = 0.4\text{-}0.6\text{ mm}$ ,  $U = 2U_{mf}$ ).

La Figura 4.3 muestra la evolución del índice de mezclado frente al tiempo durante el proceso de mezclado. Se han incluido imágenes representativas de los diferentes intervalos para ilustrar el proceso de una forma más sencilla. De acuerdo a esto, se pueden distinguir dentro del proceso de mezclado varios tramos o fases:

- **Tramo 1, arranque del proceso:** la tendencia del índice de mezclado es bastante plana. Se caracteriza por ser un proceso lento en comparación con el grado de mezclado alcanzado y el tiempo invertido. Finaliza en el momento en que una cantidad suficiente de partículas de la parte inferior ha alcanzado la parte superior. Predomina el mezclado de cortadura y el mezclado convectivo, definidos en la Sección 1.4.4. Grupos de partículas situadas originalmente en la parte inferior han alcanzado la parte superior, se han desplazado a otras zonas.
- **Tramo 2, mezclado global:** este tramo comienza cuando se produce aumento brusco de la pendiente del índice de mezclado. Las partículas de cada color se distribuyen de forma equitativa por el lecho, formando grupos de un tamaño apreciable aún del mismo color. En este tramo domina el mezclado convectivo, definido en la Sección 1.4.4.
- **Tramo 3, mezclado local:** la tendencia del índice disminuye, el proceso de mezclado se desacelera. Se produce la ruptura de esos grupos de partículas del mismo color. Éstos son cada vez más pequeños hasta que dejan de ser distinguibles. Al final de este tramo, el mezclado es total. El mezclado difusivo, definido en la Sección 1.4.4, es el predominante en esta zona. Obviamente, en la parte superior del lecho el mezclado siempre se producirá más fácilmente que en la parte inferior. Esto es así porque al romper la burbuja aparecen nuevas superficies donde se distribuyen las partículas [50], lo que favorece el desarrollo del mezclado difusivo que predomina en este tramo.
- **Tramo 4, mezclado completo:** el índice de mezclado se estabiliza en torno a un valor medio. El proceso de mezclado ha finalizado. El material de fluidización ha alcanzado un color uniforme por toda la superficie entre el negro y el blanco.



De acuerdo a los tramos del proceso de mezclado, se pueden definir tres tiempos de mezclado distintos:

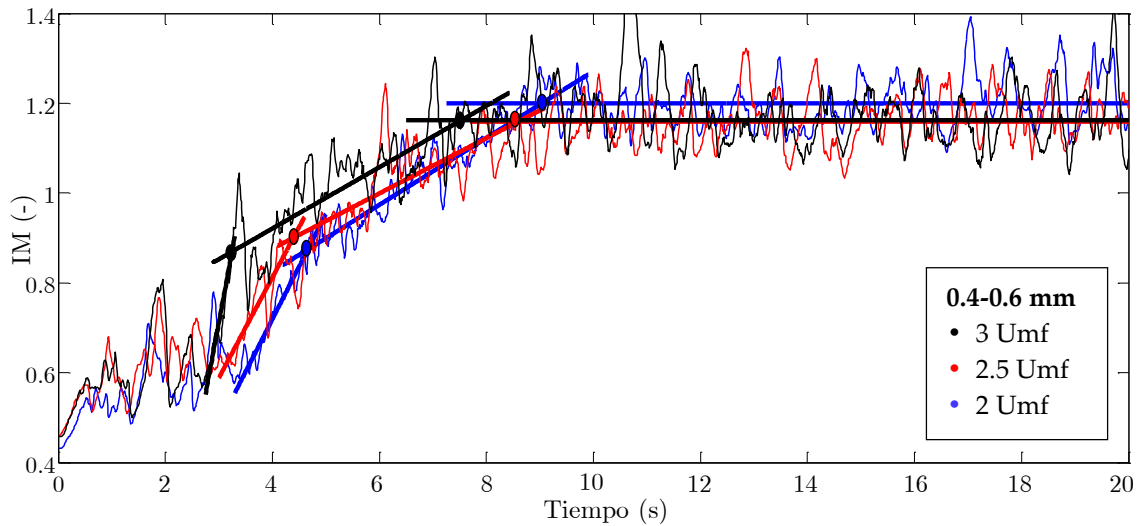
- **Tiempo de mezclado global:** es el tiempo transcurrido hasta que comienza el tramo 3. Incluye el tramo 1 y el tramo 2. Durante este tiempo se produce un mezclado a nivel de las escalas más grandes.
- **Tiempo de mezclado local:** se trata del tiempo que dura el tramo 3. Durante este tramo se produce el mezclado de las escalas pequeñas, del orden del tamaño de la propia partícula.
- **Tiempo de mezclado total:** es el tiempo comprendido entre el comienzo del proceso y el final del tramo 3.

$$T_{total} = T_{global} + T_{local} \quad (4.1)$$

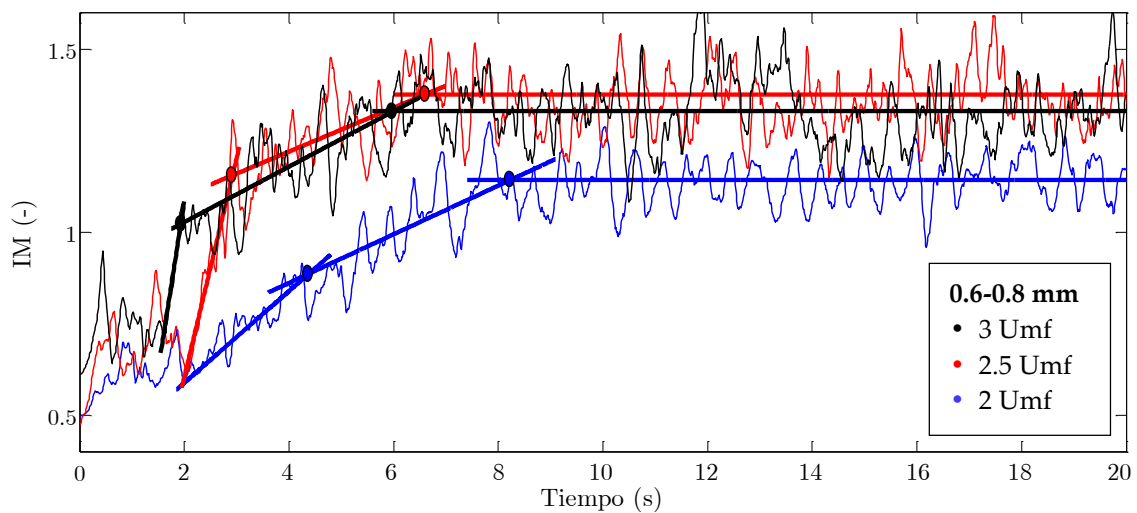
La Ecuación 4.1 muestra la relación que existe entre estos tres tiempos de mezclado. En función de la aplicación particular del lecho fluidizado, puede resultar útil minimizar o maximizar el primero, el segundo, los dos, o simplemente ver el punto óptimo de tiempo de mezclado en función de la velocidad.

El tiempo invertido en el primer tramo, el arranque, no se caracteriza debido a que el arranque es un proceso más ambiguo que los demás. En este primer tramo predominan efectos que no se controlan como que las partículas tengan más energía estática o estén más apelmazadas debido al modo en el que se han pintado o introducido en el lecho, o bien las condiciones atmosféricas del día en que se realizó el ensayo. Se considera que este tipo de efectos son despreciables una vez que el aire humidificado ha tenido contacto con todas las partículas. Así, el tiempo invertido durante este tramo se incluye dentro del tiempo global, algo coherente ya que en ambos tramos el mezclado por convección es el predominante.

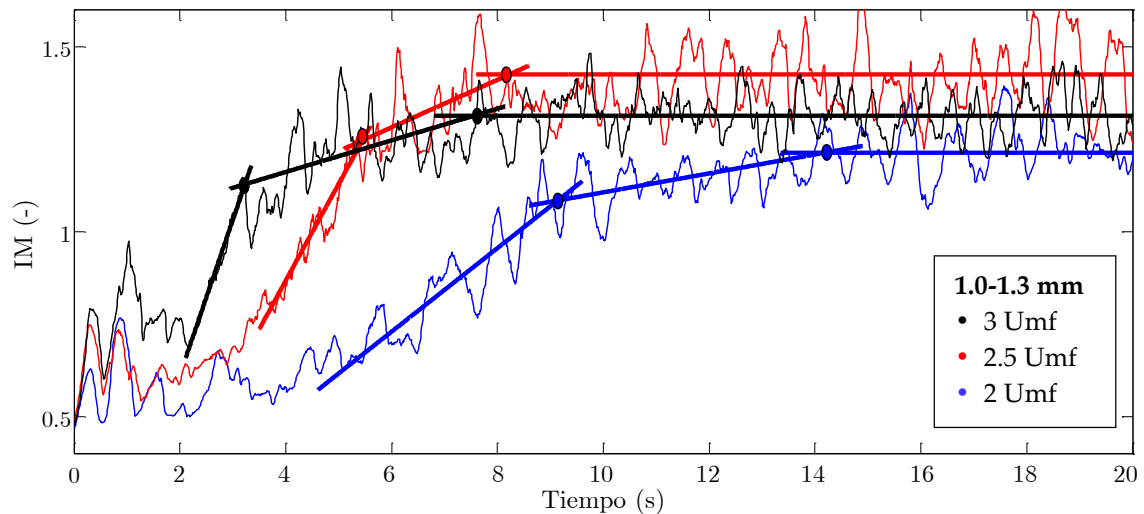
A continuación se muestran los resultados obtenidos mediante el tratamiento de imágenes para cada uno de los ensayos realizados.



**Figura 4.4.** Efecto de la velocidad de fluidización en el índice de mezclado para las partículas de menor tamaño,  $d_p = 0.4-0.6$  mm.



**Figura 4.5.** Efecto de la velocidad de fluidización en el índice de mezclado para las partículas de tamaño mediano,  $d_p = 0.6-0.8$  mm.



**Figura 4.6.** Efecto de la velocidad de fluidización en el índice de mezclado para las partículas de mayor tamaño,  $d_p = 1.0-1.3$  mm.

Las Figuras 4.4, 4.5 y 4.6 muestran el efecto que tiene la velocidad de la corriente de fluidización en el proceso de mezclado para cada uno de los tamaños de partícula ensayados. Los tramos explicados anteriormente se observan de forma muy clara para los tres tamaños.

El tiempo total de mezclado disminuye con la velocidad en los tres casos.

El tramo 2 presenta la mayor pendiente de todos para todos los tamaños. Tras un arranque en el que la evolución del índice de mezclado se acerca a una horizontal, el proceso se acelera. Además, la pendiente aumenta con la velocidad de fluidización. De esta forma, el tiempo de mezclado global disminuye a medida que aumenta la velocidad de fluidización.

En cuanto al tramo 3, para los tres tamaños, la pendiente del índice de mezclado disminuye respecto al tramo 2 anterior. Además, en todos los ensayos realizados el incremento logrado durante este tramo en el índice de mezclado es muy parecido, lo que significa que el avance del mezclado durante este tramo es muy similar para todos ellos. Asimismo, la duración de este tramo para todos los ensayos también resulta ser muy

parecida, aunque para el tamaño 1.0-1.3 mm se observa una variación mayor para las distintas velocidades.

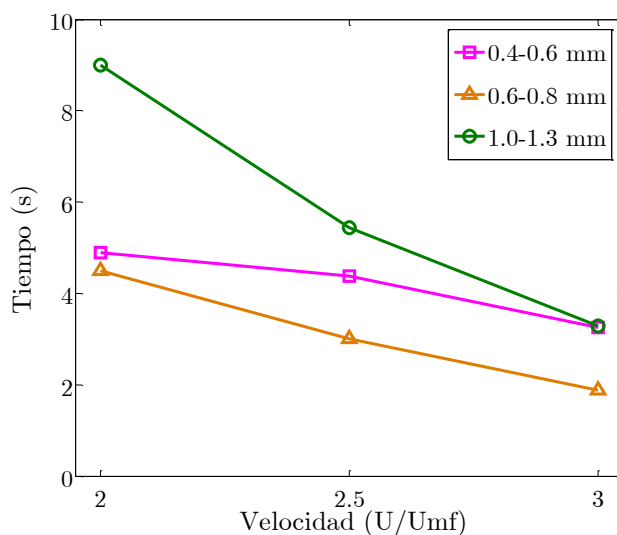
Resulta interesante observar el hecho de que, a medida que el tamaño de partícula es mayor, el valor del índice de mezclado para las Figuras 4.4, 4.5 y 4.6 en el estado estacionario aumenta. Esto es así debido a que a mayor tamaño de partícula, mayores son las velocidades ensayadas. Al emplear mayores velocidades, el lecho, durante su fluidización, ocupa una mayor área de la imagen analizada. Esta mayor área acentúa los errores debido al tratamiento de imágenes del algoritmo de este trabajo. Estos errores son comentados en la Sección 3.2.3 en profundidad

Tamaño partícula	Velocidad de fluidización (m/s)		Tiempo local (s)	Tiempo global (s)	Tiempo total (s)
<b>0.4-0.6</b>	2 $U_{mf}$	0.54	4.3	4.9	9.2
	2,5 $U_{mf}$	0.675	4.0	4.4	8.4
	3 $U_{mf}$	0.81	4.4	3.3	7.7
<b>0.6-0.8</b>	2 $U_{mf}$	0.88	3.8	4.5	8.3
	2,5 $U_{mf}$	1.1	3.7	3.0	6.7
	3 $U_{mf}$	1.32	4.3	1.9	6.3
<b>1.0-1.3</b>	2 $U_{mf}$	1.34	5.2	9.0	14.2
	2,5 $U_{mf}$	1.675	3.0	5.4	8.4
	3 $U_{mf}$	2.01	4.5	3.3	7.8

**Tabla 4.1.** Resumen de los tiempos de mezclado para cada uno de los tamaños de partículas en función de la velocidad de fluidización.

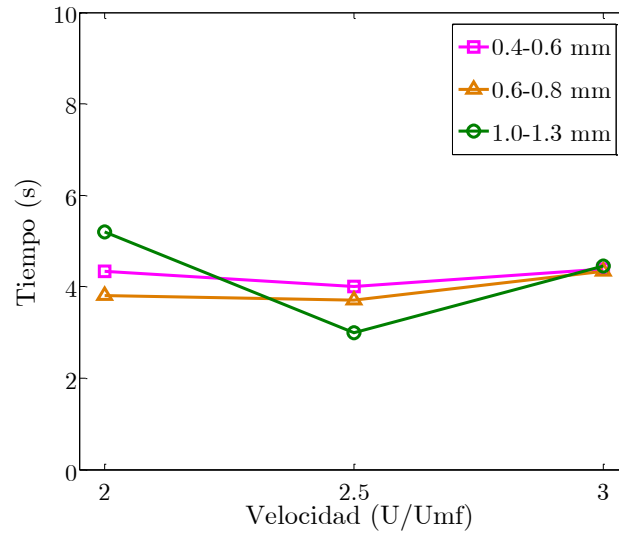
La Tabla 4.1 muestra los resultados recogidos tras este análisis. Para facilitar el entendimiento de los resultados, cuando se haga alusión a las velocidades de  $2U_{mf}$ ,  $2.5U_{mf}$  y  $3U_{mf}$  se hablará de primera velocidad, segunda velocidad y tercera velocidad respectivamente.

Resulta interesante analizar los resultados desde puntos de vista distintos: los tres tiempos de mezclado obtenidos, las diferencias entre éstos según las tres velocidades ensayadas, y por último la relación de los tiempos con los demás.



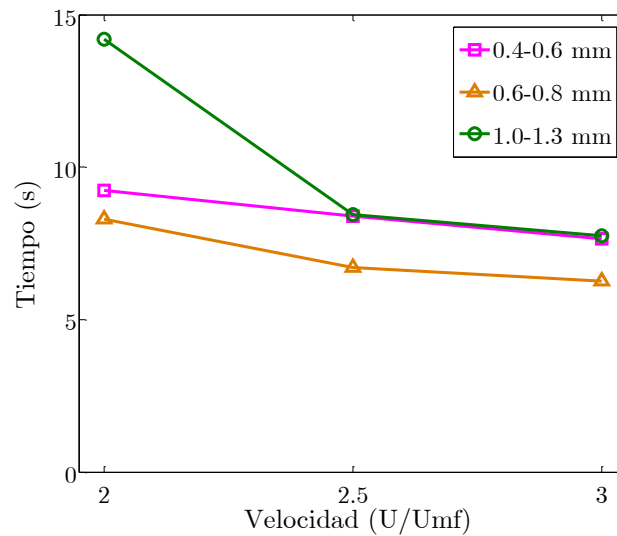
**Figura 4.7.** Efecto de la velocidad de fluidización en el tiempo global de mezclado.

Observando la Figura 4.7, se aprecia como para el tamaño 0.4-0.6 mm y el tamaño 0.6-0.8 mm se observa un descenso aproximadamente lineal del tiempo global de mezclado. Sin embargo, para el tamaño de 1.0-1.3 mm, las diferencias entre los tiempos globales para velocidades consecutivas son notablemente mayores que para los otros dos tamaños, de 3.6 segundos entre la primera y la segunda, y de 2.1 entre la segunda y la tercera, siendo el efecto de la velocidad mucho más importante y reduciendo drásticamente el tiempo global de mezclado.



**Figura 4.8.** Efecto de la velocidad de fluidización en el tiempo local de mezclado.

De acuerdo a la Figura 4.8, para los tamaños de partículas 0.4-0.6 mm y 0.6-0.8 mm, los tiempos de mezclado local para las tres velocidades se mantienen prácticamente constantes. Para el tamaño 1.0-1.3 mm, se observa una variación mayor a medida que variamos la velocidad de fluidización. En cualquier caso las diferencias son pequeñas si las comparamos con las diferencias respecto a los otros tiempos (global y total) y sin una tendencia definida.



**Figura 4.9.** Efecto de la velocidad de fluidización en el tiempo total de mezclado.

Como puede verse en la Figura 4.9, el tiempo total de mezclado disminuye con la velocidad para los tres tamaños analizados.

Para el tamaño 0.4-0.6 mm, las diferencias entre el tiempo total para las tres velocidades no son significativas en relación al tiempo total de mezclado. Además, el decremento producido entre velocidades consecutivas es constante: 0.8 segundos entre la primera y la segunda velocidad, y 0.7 segundos entre la segunda y la tercera.

Sin embargo, para el tamaño 0.6-0.8 mm, la disminución entre la primera y la segunda velocidad es de 1.6 segundos, mientras que entre la segunda y la tercera es de 0.4 segundos, mucho más pequeño. Es decir, se produce un descenso notable en el decremento del tiempo total para velocidades consecutivas.

En el caso del tamaño 1.0-1.3 mm, la mayor diferencia aparece entre la primera y la segunda velocidad, 5.8 segundos. Esta es una diferencia importante en relación al tiempo total. Por el contrario, entre la segunda y la tercera, el decremento se estanca en 0.6 segundos. Es decir, como para el tamaño anterior, se produce un descenso notable en el decremento en el tiempo total para velocidades consecutivas.

De acuerdo a esto, para los dos últimos tamaños, entre la segunda y la tercera velocidad el tiempo de mezclado total apenas disminuye en comparación con la disminución observada entre la primera y la segunda. Por tanto, la tercera velocidad se encuentra próxima a la velocidad de fluidización que minimiza el tiempo de mezclado. Por el contrario, para el tamaño de 0.4-0.6 mm, el decremento entre las velocidades se mantiene constante, de forma que no existe signo de que se esté alcanzado esta velocidad de fluidización.

En relación al anterior párrafo, aunque no se han ensayado suficientes velocidades, se observa para los tamaños 0.6-0.8 mm y 1.0-1.3 mm una tendencia asintótica que indica que el tiempo total disminuye más lentamente a medida que aumentamos la velocidad. Aunque eso no se aprecia para el tamaño 0.4-0.6 mm, parece ser que existe una velocidad límite a partir de la cual el tiempo de mezclado ya no disminuye.

Resulta también interesante como, de acuerdo a las Figuras 4.7, 4.8 y 4.9, la disminución con la velocidad del tiempo total de mezclado se relaciona con la disminución del tiempo global de mezclado mientras que el tiempo de mezclado local permanece prácticamente constante, observándose una variación mayor con la velocidad para el tamaño 1.0-1.3 mm.

Parece ser entonces que existe una relación entre el tiempo de mezclado total y global, y el tipo de partícula de acuerdo a la clasificación de Geldart. De acuerdo a las Figuras 4.7 y 4.9, las partículas menores (Grupo B), muestran un descenso lineal con la velocidad, mientras que para las mayores (Grupo D) el descenso tiende más a una parábola, mostrando un comportamiento intermedio las partículas medianas (Borde B-D). Las partículas que pertenecen al grupo D son pesadas. Al ser más pesadas, resulta más difícil su fluidización, y por tanto el mezclado. Esto origina que el tiempo global y total de mezclado sea más sensible a la velocidad de fluidización para las partículas tipo D que para las tipo B y tipo B-D. Esto son simples estimaciones ya que el número de



#### 4. RESULTADOS

---

puntos experimentales obtenidos no permite extraer una información más detallada del fenómeno.



## 5 CONCLUSIONES

En el presente estudio, se ha estudiado experimentalmente el proceso de mezclado en un lecho bidimensional haciendo uso del análisis digital de imágenes. Se muestra cual es la dinámica del mezclado de acuerdo a diferentes tamaños de partículas y velocidades de fluidización. Además, se ha caracterizado la pérdida de carga del distribuidor de la instalación empleada.

De esta forma, los resultados obtenidos en este estudio pueden resumirse de la siguiente forma:

- Las cámaras del plenum de la instalación están bien construidas. No muestran desigualdad entre ellas. Las pérdidas de carga para cada una de ellas son prácticamente coincidentes y sus diferencias son despreciables. La instalación no se ve afectada por el hecho de que su plenum se encuentre dividido, se comporta como si de una única cámara se tratase. Se ha hallado la curva de la pérdida de carga para cada una de ellas, que es una función que depende de la velocidad al cuadrado, como cabía esperar. De esta forma, pueden extrapolarse los resultados

para caudales superiores. En definitiva, la instalación puede ser empleada en futuros estudios en los que se desee que la entrada de la corriente se produzca como si sólo hubiese una cámara.

- Adicionalmente al estudio del proceso de mezclado, ha sido necesario pintar las partículas para poder diferenciarlas. Se ha desarrollado una técnica, y se ha comprobado que las partículas, tras el proceso de pintado, presentan el mismo comportamiento de fluidización que las originales.
- Se ha desarrollado un índice de mezclado con el que, a través de la técnica del análisis digital de imágenes, se caracteriza la dinámica del proceso de mezclado. Este índice es un reflejo del grado de mezclado instantáneo, y permite conocer las distintas fases del proceso de mezclado, sus tiempos, y el tiempo necesario para alcanzar el estado estacionario.
- Se ha caracterizado el proceso mediante este índice de mezclado. El proceso de mezclado cuenta con cuatro fases: arranque, mezclado global, mezclado local y mezclado completo. En las primeras dos fases, se produce un desplazamiento de partículas a posición ocupadas anteriormente por partículas de otro color. Al final de ellas, existen partículas de cada color por todo el lecho, pero se encuentran formando grupos del mismo color. Cuando la tercera fase finaliza, el mezclado es completo, se ha alcanzado el estado estacionario, y ya no se puede distinguir entre partículas de un color o de otro.
- De acuerdo a estas fases del mezclado, se han definido 3 tiempos de mezclado: el tiempo de mezclado total, el tiempo de mezclado global y el tiempo de mezclado local. El tiempo de mezclado total disminuye a medida que aumenta la velocidad de fluidización. El tiempo global presenta la misma tendencia que el anterior. En cuanto al tiempo local, puede decirse que permanece prácticamente constante para los tres tamaños, con diferencias mayores para el mayor tamaño de partícula ( $d_p = 1.0-1.3$  mm), pero pequeñas respecto a los otros dos tiempos y sin una tendencia definida.

- En cuanto a los tipos de mezclado, puede concluirse que en los dos primeros tramos predomina el mezclado convectivo, debido a la migración de bloques o grupos de partículas de unos lugares a otros a lo largo del lecho, y el mezclado de cortadura, debido a los flujos ascendente y descendente de partículas. Se produce un mezclado a nivel de las escalas mayores, del orden del tamaño del lecho. Sin embargo, en el tramo 3 predomina el mezclado difusivo. Se produce un mezclado a nivel local, en escalas más pequeñas, del orden del tamaño de la partícula. El lecho alcanza el estado estacionario, en el que el mezclado es completo. Este mecanismo de mezclado es favorecido por la aparición de nuevas superficies donde las partículas se distribuyen. Estas nuevas superficies aparecen al romper las burbujas en la superficie del lecho. De esta forma, se produce mejor el mezclado por la parte superior.
- Se han caracterizado los tiempos de mezclado frente a la velocidad. El tiempo total de mezclado disminuye con la velocidad. Aparecen comportamientos propios de cada tipo de partícula, pero sí que se observa la tendencia esperada, una velocidad límite a partir de la cual el tiempo total de mezclado ya no disminuye.
- Respecto al tiempo total y global, las partículas de menor tamaño ( $d_p = 0.4\text{-}0.6$  mm) presentan un descenso lineal a medida que la velocidad aumenta. Sin embargo, las partículas de mayor tamaño ( $d_p = 1.0\text{-}1.3$  mm) presentan un descenso más similar a un parábola. Las partículas de tamaño mediano ( $d_p = 0.6\text{-}0.8$  mm) muestran un comportamiento intermedio. Parece ser que existe entonces una relación entre estos dos tiempos y la clasificación de Geldart de las partículas. Sin embargo, resulta necesario ensayar más velocidades para aclarar este fenómeno.



## 6 FUTUROS TRABAJOS

De acuerdo a los resultados obtenidos en este proyecto, como trabajos futuros se propone:

- Realizar ensayos para velocidades intermedias respecto a las ensayadas. Esto permitiría obtener más información acerca de la tendencia de los tiempos de mezclado respecto a la velocidad, y comprobar si efectivamente esta tendencia se comporta como se ha observado.
- Emplear partículas metálicas con unas propiedades físicas como el tamaño, la forma y la densidad similares a las de las partículas de vidrio empleadas. Entonces, las partículas serían diferenciables en color y podrían separarse gracias a las propiedades magnéticas de las partículas metálicas. De esta forma, no sería necesario realizar el proceso de pintado de este trabajo.

- Llevar a cabo ensayos como los de este trabajo en los que las partículas sean del mismo tamaño pero de distinta densidad, es decir, estudiar el proceso de segregación.
- Estudiar en detalle cada fase del proceso de mezclado por separado. Esto permitiría conocer cada uno de ellos y sus tipos de mezclado en profundidad, y caracterizar el tiempo de arranque, sensible a aspectos como la energía estática o el posible apelmazamiento de las partículas debido al modo en que se han introducido en el lecho o las condiciones atmosféricas en las que se realizan los ensayos.



## BIBLIOGRAFÍA

- [1] D. Kunii y O. Levenspiel, *Fluidization Engineering*, Butterworth-Heinemann, 1991.
- [2] J. Davidson y D. Harrison, *Fluidised Particles*, Cambridge: Cambridge University Press, 1963.
- [3] J. Davidson, R. Clift y D. Harrison, *Fluidization*.
- [4] G. Yasui y L. Johanson, «Characteristics of air pockets in fluidized beds,» *A.I.Ch.E. Journal*, nº 4, p. 445, 1958.
- [5] P. Baumgarten y R. Pigford, «Density fluctuations in fluidized beds,» *A.I.Ch.E. Journal*, nº 17, p. 87, 1960.
- [6] F. Hernández-Jiménez, «Numerical and experimental investigations on pseudo-2D gas fluidized beds,» *Ph.D. dissertation*, 2013.
- [7] S. Ergun, «Fluid flow through packed column,» *Chem. Eng. Prog.*, vol. 48, pp. 89-94, 1952.

- [8] C. S. Fernández, «Experimental study of a bubbling fluidized bed with a rotating distributor,» *Ph.D. dissertation*, 2009.
- [9] C. Felipe y S. Rocha, «Prediction of minimum fluidization velocity of gas-solid fluidized beds by pressure fluctuation measurements — Analysis of the standard deviation methodology,» *Science Direct.*, vol. 174, pp. 104-113, 2007.
- [10] M. Puncochar, J. Drahos, J. Cermak y K. Selucky, «Evaluation of minimum fluidization velocity in gas fluidized beds from pressure fluctuations,» *Chem. Eng. Commun.*, vol. 35, pp. 81-87, 1985.
- [11] D. Geldart, «Types of gas fluidization,» *Powder Technol.*, vol. 7, pp. 285-292, 1973.
- [12] O. Molerus, «Interpretation of Geldart's type A, B, C and D powders by taking into account interparticle cohesion forces,» *Powder Technology*, vol. 33, pp. 81-87, 1982.
- [13] «Wikipedia,» [En línea]. Available: [http://es.wikipedia.org/wiki/Reacci%C3%B3n\\_de\\_s%C3%ADntesis](http://es.wikipedia.org/wiki/Reacci%C3%B3n_de_s%C3%ADntesis).
- [14] I. Ozdemir, M. Şahin, R. Orhan y M. Erdem, «Preparation and characterization of activated carbon from grape stalk by zinc chloride activation,» *Fuel Processing Technology*, vol. 125, pp. 200-206, 2014.
- [15] J. Shu, V. Lakshmanan y J. Convey, «Sintering and ferrite formation during high temperature roasting of sulfide concentrates,» *Canadian Metallurgical Quarterly*, vol. 38, nº 4, pp. 215-225, 1999.
- [16] P. Lacey, «Developments in the theory of particle mixing,» *J. appl. Chem.*, pp. 257-268, 1954.
- [17] R. Toomey y H. Johnstone, «Gaseous fluidization of solid particles,» *Chem. Eng. Prog.*, vol. 48, nº 5, pp. 220-226, 1952.

- [18] J. Chen y D. Keairns, «Particle Segregation in a fluidized bed,» *Can. J. Chem. Eng.*, vol. 53, pp. 395-402, 1975.
- [19] P. Rowe y B. Partridge, «An X-Ray Study of Bubbles in Fluidised Beds,» *Trans. Inst. Chem. Eng.*, vol. 43, pp. 157-175, 1965.
- [20] P. Rowe, A. Nienow y A. Agbim, «The mechanism by which particles segregate in gas fluidized beds - Binary systems of near spherical particles,» *Trans. Inst. Chem. Eng.*, vol. 50, pp. 310-324, 1972.
- [21] L. Gibilaro y P. Rowe, «A model for a Segregation Gas Fluidized Bed,» *Chem. Eng. Sci.*, vol. 29, pp. 1403-1412, 1974.
- [22] P. Rowe y A. Nienow, «Particle mixing and segregation in Gas Fluidised Beds. A review.,» *Powder Technol.*, vol. 15, p. 141, 1976.
- [23] A. Nienow, P. Rowe y L. Cheung, «The Mixing/Segregation Behaviour of a Dense Powder with Two sizes of a Lighter one in a Gas Fluidised Bed,» de *Fluidization*, J. Davidson y D. Keairns, Edits., New York, Cambridge Univ. Press, 1978, p. 146.
- [24] A. Nienow y N. Naimer, «Continuous mixing of two particulate species of different density in a gas fluidized bed,» *Trans. Inst. Chem. Eng.*, vol. 58, pp. 181-186, 1980.
- [25] A. Nienow, N. Naimer y T. Chiba, «Studies of segregation/mixing in fluidized beds of different size particles,» de *Proc. 3rd World Cong. Chem. Eng.*, Tokio, 1986.
- [26] A. Nienow, P. Rowe y T. Chiba, «Mixing and segregation of a small proportion of large particles in gas fluidised beds of considerably smaller ones,» *AIChE Symp. Ser.*, vol. 74, nº 176, p. 45, 1978.
- [27] T. Chiba, S. Chiba y A. Nienow, «Prediction of the steady state segregation pattern in gas fluidized beds with particles in throughflow,» de *Fluidization V*, K.

- Ostergaard y A. Sorensen, Edits., New York, Engineering Foundation, 1986, pp. 185-192.
- [28] T. Chiba y H. Kobayashi, «Modeling of Catalytic Gas-Fluidized Bed Reactors,» de *Proc. Int. Symp. on Fluidization and Its Applications*, Cepadues, Toulouse, Cepadues-Editions, 1973, p. 468.
- [29] T. Chiba y H. Kobayashi, «Solid Exchange between the bubble Wake and the Emulsion Phase in a Gas Fluidised Bed,» *J. Chem. Eng. Japan*, vol. 10, p. 206, 1977.
- [30] S. Chiba et al, «The minimum fluidisation velocity, bed expansion and pressure-drop profile of binary particle mixtures,» *Powder Technol.*, vol. 22, nº 2, pp. 255-269, 1979.
- [31] H. Tanimoto et al, «Mechanism of Solid Segregation in Gas Fluidized Beds,» de *Fluidization III*, J. Grace y J. Matsen, Edits., New York, Plenum, 1986, p. 381.
- [32] T. Chiba et al, "Pressure effects on solid mixing and segregation in gas-fluidized beds of binary solid mixtures," in *Fluidization: Science and Technology, Conference Papers China-Japan Symposium*, Beijing, 1982.
- [33] Z. Gu y J. Chen, «A probabilistic analysis of some selected mixing indices,» *Chem. Eng. Res. and Des*, p. 1558, 2014.
- [34] W. Godlieb, S. Gorter, N. Deen y J. Kuipers, «DEM and TFM simulations of solids mixing in a gas-solid fluidized bed,» de *Seventh International Conference on CFD in the Minerals and Process Industries*, Melbourne, Australia, 2009.
- [35] W. Thiel, F. Lai y J. Hersey, «Comments on "suggestions on the nomenclature of powder mixures",» *Powder Technol.*, vol. 28, nº 1, pp. 117-118, 1981.

- [36] F. Hernández-Jiménez, J. Sánchez-Prieto, A. S. Verdugo y A. Acosta-Iborra, «Experimental quantification of the particle-wall frictional forces in pseudo-2D gas fluidised beds,». *Chemical Engineering Science*, vol. 102, pp. 257-267, 2013.
- [37] «pce-iberica,» [En línea]. Available: <http://www.pce-iberica.es/medidor-detalles-tecnicos/instrumento-de-aire/rotametro-pce-vs.htm> .
- [38] F. Salama, «Electrostatic Charge Generation and Wall Fouling in a High-Pressure Gas-Solid Fluidized Bed: Implementation and Preliminary Testing of a Measurement Technique,» *Ph.D. dissertation*, 2013.
- [39] «National Instruments,» [En línea]. Available: <http://www.ni.com/labview/esa/>.
- [40] «Institute for Telecommunication Sciences,» [En línea]. Available: [http://www.its.bldrdoc.gov/fs-1037/dir-037/\\_5543.htm](http://www.its.bldrdoc.gov/fs-1037/dir-037/_5543.htm).
- [41] J. Sánchez-Prieto, A. Soria-Verdugo, J. Briongos y D. Santana, «The effect of temperature on the distributor design in bubbling fluidized beds,» *Powder Technology*, vol. 261, pp. 176-184, 2014.
- [42] C. Briens, A. Tyagi y M. Bergougnou, «Pressure drop through multiorifice gas distributors in fluidized bed columns,» *Can. J. Chem. Eng.*, vol. 66, pp. 740-748, 1988.
- [43] S. Karri y J. Werther, «Gas distributor and plenum design in fluidized beds,» *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*, pp. 164-179, 2003.
- [44] F. Johnsson, R. Zijerveld, J. Schouten, C. van der Bleek y B. Leckner, «Characterization of fluidization regimes by time-series analysis of pressure fluctuations,» *Int. J. Multiphase Flow*, vol. 26, pp. 663-715, 2000.

- [45] R. van Ommen, S. Sasic, J. van der Schaaf, S. Gheorghiu, F. Johnsson y M. Coppens, «Time-series analysis of pressure fluctuations in gas-solid fluidized beds - A review,» *Int. J. Multiphase Flow*, vol. 37, pp. 403-428, 2011.
- [46] Y. Zhang, B. Jin y W. Zhong, «Experiment on particle mixing in flat-bottom spout-fluid bed,» *Chemical Engineering and Processing*, vol. 48, pp. 126-134, 2009.
- [47] «upv,» Universitat Politècnica de Valencia, [En línea]. Available: <http://www.upv.es/entidades/SME/info/753120normalc.html>.
- [48] «Centrum för bildanalys,» Sveriges lantbruksuniversitet Uppsala universitet, [En línea]. Available: <http://www.cb.uu.se/publikationer/publications.html>.
- [49] «Centrum för bildanalys,» Sveriges lantbruksuniversitet Uppsala universitet, [En línea]. Available: <http://www.cb.uu.se/~ewert/SEM%20SPM%20bildanalys.pdf>.
- [50] M. Fang, K. Luo, S. Yang, K. Zhang y J. Fan, «Computational Fluid Dynamics-Discrete Element Method Investigation of Solid Mixing Characteristics in an Internally Circulating Fluidized Bed,» *Industrial & Engineering Chemistry Research*, pp. 7556-7568, 2013.

## ANEXOS

## **A Scripts de MATLAB**



## 1. Pérdida de carga del distribuidor

```
% % % SCRIPT PARA EL CÁLCULO DE LA PÉRDIDA DE CARGA QUE EXPERIMENTA CADA UNA
DE LAS CAVIDADES EN LAS QUE SE ENCUENTRA DIVIDIDO EL PLENUM DEL LECHO DE LA
INSTALACIÓN UTILIZADA

% Se borran las variables abiertas.
clc, clear
% Se inicializa la variable t.
t=1;

% Fichero .lvm: posee dos columnas. En la primera se almacena el tiempo en
% segundos en el que se realizada la medida, y la segunda almacena el valor
% en medido por el transductor en voltios.
% Se lee el offset del transductor.
a = strcat('offset.lvm');
% Se carga en una matriz A.
A=load(a);
% Mediante la función de transferencia del transductor, se transforman los
% valores almacenados en la segunda columna matriz A, que son voltajes, en
% valores de presión, en Pascales.
A(:,2)=A(:,2).*-200e-3/10*1e5;
% De todos los valores obtenidos a lo largo del tiempo de medida, se
% calcula la media, para de esa forma absorber las posibles perturbaciones que
aparezcan
offset=mean(A(:,2));
% Se ha calculado el valor del offset que se restará a cada una de las
% medidas tomadas.

% Bucle que calcula la pérdida de carga de cada cavidad para diferentes
% caudales, empezando en 20l/min, hasta 140l/min, con un incremento de
% 20l/min.
for i=20:20:140

    % Se lee y se cargan los valores cada uno de los fichero .lvm para
    % cada caudal y para cada cavidad
    % Cavidad derecha
    a = strcat(int2str(i), '_d.lvm');
    A=load(a);
```

```
% Cavidad izquierda
b = strcat(int2str(i), '_i.lvm');
B=load(b);
% Mediante la función de transferencia, se transforman los valores
% almacenados en presiones.
A(:,2)=A(:,2).*200e-3/10*1e5;
B(:,2)=B(:,2).*200e-3/10*1e5;
% Se resta el offset, y se obtiene el valor de la caída de presión en
% cada cavidad
der_med(t)=mean(A(:,2))-offset;
izq_med(t)=mean(B(:,2))-offset;

% Se almacena el valor del caudal para después representar los
% resultados en una gráfica
Q(t)=i;
t=t+1;

% Se borran las variables A, a, B y b
clear A a B b
end

% Bucle para calcular la diferencia entre de las caídas de presión de
% cada cavidad para los diferentes caudales.
for i = 1:1:7
    diferencia(i) = izq_med(i) - der_med(i);
end

% Se representa la pérdida de carga de cada cavidad frente al caudal.
% Color azul, cavidad izquierda
% Color rojo, cavidad derecha
figure (1)
plot(Q,izq_med, 'b')
hold on
plot(Q,der_med, 'r')
title('PÉRDIDA DE CARGA DE CADA CAVIDAD FRENTE AL CAUDAL')
xlabel('CAUDAL, l/min');
ylabel('PÉRDIDA DE CARGA, Pa');
legend('Pérdida de carga de cavidad la izquierda'...
    , 'Pérdida de carga de cavidad la derecha', 'Location', 'SouthOutside');
QV = 2*Q./(180);

figure (2)
plot(QV,izq_med, 'b')
```

```
hold on
plot(QV,der_med,'r')
title('PÉRDIDA DE CARGA DE CADA CAVIDAD FRENTE A LA VELOCIDAD SUPERFICIAL')
xlabel('VELOCIDAD SUPERFICIAL, m/s');
ylabel('PÉRDIDA DE CARGA, Pa');
legend('Pérdida de carga de cavidad la izquierda'...
      , 'Pérdida de carga de cavidad la derecha', 'Location', 'SouthOutside');
```

## 2. Proceso de mezclado

```
% % % SCRIPT PARA EL ANÁLISIS DEL PROCESO DE MEZCLADO.
% SE ANALIZAN LAS IMÁGENES GRABADAS DURANTE LA REALIZACIÓN DE LOS ENSAYOS.

% Se borran las variables abiertas.
clc, clear
clear all;
clc;
% Se inicializa la variable K.
k = 1;

% Se carga el directorio dónde se encuentran las imágenes guardadas.
dir = 'C:\Users\Fernando\Desktop\scrips\0.4_0.6\2.5_Umf_25.09.14\';
% Número de imágenes tomadas en el ensayo.
num_img=3801;
% Se carga la imagen k
g = strcat(dir,'img',int2str(k),'.jpg');
% Se lee la imagen.
d = imread(g);
% Se convierte la imagen en escala de grises.
d = rgb2gray(d);
% Dimensiones de la imagen.
talla = size(d);
% La imagen es recortada si es necesario, para únicamente incluir en el
% post-procesado de las imágenes la información relativa al mezclado.
if (talla(1) > 500);
d=d';
end
if (talla(2) > 271)
d=d(45:272,1:641);
end
% Dimensiones de la imagen.
s = size(d);
% El área total de píxeles es el número total de píxeles ocupados por el
% material del lecho una vez que se ha expandido.
Area_total=51529;
% Se inicializa la variable j.
j = 0;

% Se procesan cada una de las imágenes grabadas para el ensayo, empezando
```

```
% por la imagen en la que se comienza a producir el mezclado.
for i = 190:num_img

    % Se carga la imagen i.
    f = strcat (dir,'img',int2str(i), '.jpg');
    % Se lee la imagen.
    [c,p1]=imread(f);
    % Se transforma en escala de grises.
    m = rgb2gray(c);
    % Dimensiones de la imagen.
    talla = size(m);
    % La imagen se recorta si es necesario.
    if (talla(1) > 500);
        m=m';
    end
    if (talla(1) > 271)
        m=m(45:272,1:641);
    end
    % Se calcula el Threshold de la imagen de forma adecuada.
    level = graythresh(m);
    level= level+0.10;
    nivel(i) = level;
    % Gracias a ese Threshold, se transforma la imagen en escala de grises
    % en una imagen binaria.
    bw = im2bw(m, level);
    % Se calcula el área de pixeles blancos de la imagen binaria, que es
    % la suma de los pixeles con valor 1.
    Area_white(i)=sum(sum(bw));

    % Cálculo del índice de mezclado definido.
    j = j + 1;
    mixing(j)=Area_white(i)/(Area_total);
end

% Se realiza un ajuste de los puntos que claramente, una vez se ha
% representado previamente el índice de mezclado frente al tiempo, se han
% identificado como parte de los tramos del mezclado definidos en este
% trabajo.
x1 = (311:411);
y1 = mixing(311:411);
p1 = polyfit(x1, y1, 1);
recta2 = p1(1)*x1 + p1(2);
x2 = (451:851);
```

```
y2 = mixing(451:851);
p2 = polyfit(x2, y2, 1);
recta3 = p2(1)*x2+ p2(2);
media = mean (mixing (2311:3612));
for i = 1:3031

    medium(i)=media;
end
x1 = (300:460);
recta2 = p1(1)*x1 + p1(2);
x2 = (410:910);
recta3 = p2(1)*x2 + p2(2);

% Se representa el índice de mezclado calculado para todas las imágenes
% analizadas, junto con los ajustes de cada uno de los tramos
% identificados.
figure(13)
plot(mixing)
hold on
plot(300:460, recta2)
plot(410:910, recta3)
plot(770:3800,medium)
```

### 3. Distribución de las burbujas

```
% % % SCRIPT PARA EL ANÁLISIS DE LA DISTRIBUCIÓN DE LAS BURBUJAS.
% SE ANALIZAN LAS IMÁGENES GRABADAS DURANTE LA REALIZACIÓN DE LOS ENSAYOS.

% Se borran las variables abiertas.
clear all;
clc;
% Se inicializa la variable K
k = 1;

% Se carga el directorio dónde se encuentran las imágenes guardadas.
dir='F:\scrips\0.4_0.6\2.0_Umf_25.09.14\';
% Número de imágenes a analizar.
num_img=3000;
% Se carga la imagen j.
j = 1;
g = strcat(dir,'img',int2str(j),'.jpg');
% Se lee la imagen
d = imread(g);
% Dimensiones de d.
s = size(d);
% Se inicializan dos matrices de acuerdo a las dimensiones de d.
mat = zeros(s(1:2));

% Se procesan cada una de las imágenes grabadas para el ensayo, comenzando
% por una imagen en la que ya se ha producido el mezclado, para así no
% falsear los resultados obtenidos.
for i = 2000:num_img

    % Se carga la imagen i.
    f=strcat(dir,'img',int2str(i),'.jpg');
    % Se lee la imagen i
    [c,p1]=imread(f);
    % Se transforma en escala de grises
    c=rgb2gray(c);
    % Se calcula el valor del Threshold para ser transformada en imagen
    % binaria.
```

```
level = graythresh(c);  
% Se transforma la imagen en binaria a través del Threshold.  
BW = im2bw(c, level);  
% Se van sumando las imágenes una tras otra, para poder al final  
% conocer cual ha sido la distribución de las burbujas.  
mat = mat+BW;  
  
k = k + 1;  
end  
  
% Se normaliza el valor de cada pixel de la imagen final, resultado de  
% la suma de todas las anteriores.  
sum_bw = (mat./(k-1));  
% Se rota la posición de las imágenes para que se representen de forma  
% adecuada  
sum_bw=rot90(sum_bw);  
sum_bw=rot90(sum_bw);  
sum_bw=rot90(sum_bw);  
  
% Se representan la imagen que muestran la suma acumulada de cada pixel  
% de cada imagen.  
figure(1)  
imshow(sum_bw, [])
```





